

Title	高負荷二点溶存酸素制御方式を用いた効率的なオキシデーションディッチ法の開発に関する研究(Dissertation_全文)
Author(s)	中町, 和雄
Citation	Kyoto University (京都大学)
Issue Date	2012-03-26
URL	http://dx.doi.org/10.14989/doctor.k16832
Right	
Type	Thesis or Dissertation
Textversion	author

高負荷二点溶存酸素制御方式を用いた
効率的なオキシデーションディッチ法の
開発に関する研究

平成24年(2012年)

中町 和雄

目次

第 1 章	序論	1
第 1 節	概説	1
第 2 節	オキシデーションディッチ (OD) 法に関する文献考察	2
1-2-1	OD 法の歴史	2
1-2-2	OD 法の処理特性と諸元	3
1-2-3	OD 法の水力学	4
1-2-4	OD 法における窒素除去特性	6
1-2-5	OD 法における嫌気槽付加による生物学的リン除去特性	9
1-2-6	OD 法の曝気攪拌装置	11
第 3 節	高負荷二点 DO 制御 OD 法の原理と特性	11
1-3-1	従来 OD 法の課題	11
1-3-2	高負荷二点 DO 制御 OD 法の原理	12
1-3-3	OD 法の現状と展望	14
第 4 節	本論文の目的と構成	15
第 2 章	ベンチスケール実験による設計・操作因子の検討	18
第 1 節	序説	18
第 2 節	実験方法	18
2-2-1	実験装置	18
2-2-2	制御方法	18
2-2-3	実験装置特性	20
2-2-4	定期採水および分析方法	21
2-2-5	通日採水	23
2-2-6	実験条件	23
第 3 節	実験結果および考察	27
2-3-1	長期連続実験による性能確認	27
2-3-2	通日試験結果	36
2-3-3	固形物発生量および窒素引抜量	39
2-3-4	硝化反応に必要な SRT および HRT	44
2-3-5	脱窒のための設計・操作因子	47
2-3-6	C/N 比が硝化・脱窒に与える影響の試算	51
2-3-7	流入負荷と平均酸素消費速度 (OUR)	52

2-3-8 通日採水データを用いた物質収支の検討.....	53
第 4 節 結語	59
第 3 章 散気式 OD システムの装置特性の検討.....	62
第 1 節 序説	62
第 2 節 実験方法	62
3-2-1 実験水槽	62
3-2-2 実験装置	62
3-2-3 流速測定	64
3-2-4 トレーサー試験.....	65
3-2-5 K_La 測定	66
3-2-6 消費電力	66
第 3 節 実験結果	66
3-3-1 流速特性	66
3-3-2 トレーサー試験.....	72
3-3-3 K_La 測定	75
3-3-4 軸動力と消費電力.....	82
第 4 節 考察	87
3-4-1 循環を有する押し出し流れ反応器の流動特性.....	87
3-4-2 槽列モデルを用いた K_La 算定手法と従来法との比較	89
3-4-3 水流発生装置の攪拌動力に関する水力学的考察.....	93
3-4-4 酸素供給効率の算定.....	96
第 5 節 結語	97
第 4 章 実規模実験による処理特性の検討.....	99
第 1 節 序説	99
第 2 節 実験方法	99
4-2-1 実験設備	99
4-2-2 運転方法	104
4-2-3 DO 制御方法	104
4-2-4 計装および処理場月報.....	107
4-2-5 定期採水および分析方法.....	109
4-2-6 通日採水	109
4-2-7 実験条件	112
第 3 節 実験結果および考察.....	114
4-3-1 長期連続実験による性能確認.....	114

4-3-2 通日採水結果.....	127
4-3-3 物質収支の検討.....	131
4-3-4 消費動力特性.....	137
第 4 節 結語	138
第 5 章 数理モデルを用いた制御因子の解析と設計手法の提示. 1 4 0	
第 1 節 序説	140
第 2 節 数理モデルの構築.....	140
5-2-1 モデルの概要.....	140
5-2-2 DO 収支モデル	141
5-2-3 活性汚泥モデル.....	144
5-2-4 実施設における曝気・攪拌および消費電力モデル.....	145
第 3 節 制御因子の検討.....	154
5-3-1 流入負荷変動と OUR 変動.....	154
5-3-2 OUR と制御因子の関係	156
5-3-3 ゾーン運転の適用範囲と水路長.....	158
5-3-4 DO 制御方法が DO 勾配に及ぼす影響	160
5-3-5 活性汚泥モデルを用いた制御因子の検討.....	162
第 4 節 設計手法の提示.....	169
5-4-1 設計手法	169
5-4-2 設計例	179
第 5 節 結語	186
第 6 章 結論	187
第 1 節 本研究のまとめ.....	187
第 2 節 高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計緒元.....	187

第 1 章 序論

第 1 節 概説

平成 22 年 3 月末で全国の下水道普及率は 73.7%¹⁾となっているが実態は地域格差が大きく、人口 5 万人未満の都市では 40%程度に留まっており、普及率が 50%を下回る県が 14 あるなど、他のインフラと比べて地域間の格差が大きい。

地方の基盤整備の観点からこれら未普及地域や地域間格差の解消が求められている。厳しい財政状況や人口減少などの社会情勢の変化を踏まえ、下水道計画をより効率的なものへと見直す必要が生じており、また地域の実情に応じ他の汚水処理施設との連携をより一層強化するとともに、低コストの下水道整備手法の導入が必要とされている。

一方、地球規模での気候変動に対して 1997 年の京都議定書（2005 年発効）において日本は温室効果ガス排出量を 1990 年比 6%減らすことを目標としているが、大部分を占める二酸化炭素は 2009 年度時点で 1990 年比 0.4%増²⁾となっており、一層の努力が求められている。下水道事業の本来の役割である水系伝染病の予防、生活環境保全、公共用水域の水質保全および浸水防除などに加えて、省エネ・新エネなど新たな資源・エネルギー循環型社会の形成への貢献が期待されている。なかでも水処理の分野では、さらなる高度処理の普及とともに省エネ技術の開発および普及が求められている。

オキシデーションディッチ法（以下 OD 法）は、維持管理が容易で負荷変動に強いなどの特性から、小規模下水処理施設で多く用いられており、2008 年度末で稼働している 2, 120 処理場のうち、987 処理場（46.5%）が OD 法である³⁾。OD 法の下水処理場の多くは改築更新の時期を迎えており、高度処理および省エネルギーに対応しながらコスト削減の可能な効率的なシステムへの転換が課題である。

藤原ら⁴⁾は、従来の約 2 倍の高負荷条件で連続曝気式 OD 法のベンチスケール実験を行い、曝気量と流速をそれぞれ独立に制御する二点 DO 制御を行うことで、流入変動にも拘わらず OD 法の高負荷化と高度処理化を同時に達成できることを示している。また、水温約 15℃の低水温条件においても溶解性全窒素(D-N)除去率 90%以上の高度な窒素除去が可能なこと⁵⁾、また前段に嫌気槽を設けることで生物学的リン除去が可能なこと⁶⁾も示している。

本研究では「高負荷二点 DO 制御法」を用いた新たな OD システムの実用化を目指し、ベンチスケール実験および実規模実験を行った。ベンチスケール実験では流入特性の異なる 2 つの下水処理場における実下水連続実験の結果を基に、設計・操作因子の検討などを行った。実規模実験では実際の OD 水槽内に実験設備を設置し、流動特性や装置特性を把握するための清水実験および 1 年間の実負荷実験を行い、スケールアップ上の問題点について検討を行った。さらに、得られた知見を普遍化するための一般化された設計手法や適用範囲などについて数理モデルを用いた検討を行った。

本技術の実用化によって OD 法の省エネルギー化・省スペース化と同時に生物学的な窒素・リンの高度処理が可能な小規模向けシステムの実現が可能となることを明らかにした。

第 2 節 オキシデーションディッチ (OD) 法に関する文献考察

1-2-1 OD 法の歴史

19 世紀初頭、英国で活性汚泥法が開発された⁷⁾。その活性汚泥法は回分引抜方式で行われ、その後最終沈殿池と返送汚泥を有する現在の形となったが、OD 法も同様の経緯をたどっている。

1950 年代、OD 法は活性汚泥法の変法としてオランダの衛生工学研究所(Research Institute for Public Health Engineering, TNO)で開発された。その後、Pasveer(1959)⁸⁾⁹⁾らは長円形無終端水路に横軸ローターを設置した小規模施設向けの経済的なシステムを目指し、間欠引抜を行う回分式の OD 法(Pasveer Ditch)を開発した。1954 年、オランダの Voorshoten の下水処理場で 369 人当量の OD 法が初めて稼働した。これは、従来の活性汚泥法と比べ初沈、終沈および消化槽などを有せず、OD 槽のみで全ての処理を行う回分式のシステムであった。OD 法はその後、最終沈殿池を有する連続式のシステムとして世界各地で普及し、20 世紀末に米国では 9200 箇所¹⁰⁾ (WEF, 1998) の OD 施設があった。

その後、大型の横軸ローター方式、馬蹄形無終端水路に縦軸ローターを設置する Carrousel¹¹⁾および同心円状に複数の水路を配置する Orbal Process¹²⁾など各種の変法が開発された。これらはローターのタイプ、規模および効率や水路レイアウトと適応水深などに差異がみられる。OD 法で用いられる各種の曝気攪拌装置については、1-2-6 で述べる。

1970 年代以降、公共用水域の水質汚濁や閉鎖性水域の富栄養化などの問題に対処するため、生物学的窒素(N)およびリン(P)除去を目的とした下水の高度処理技術が進展した。

OD 法で生物学的窒素除去を行う場合、空間的に好気ゾーンと無酸素ゾーンを現出させる運転方法(ゾーン運転)と、間欠曝気により時間的に好気無酸素状態を現出する運転方法(間欠運転)のいずれかが用いられる場合が多い。特にゾーン運転を行った場合、高い循環倍率により潜在的に高い窒素除去率を得ることができるため、窒素の高度処理に対応した各種の OD システムや OD 制御方法が開発された。

日本では、1966 年に日光市で公共下水分野で初めての OD 法が採用されている。しかし、当時はまだ第一次下水道整備計画による都市部の下水道整備に重点が置かれており、また OD 法の運転データや設計手法が整備されていない、などの時代背景から普及は進まなかった。1980 年代に入り技術評価が行われるとともに、下水道整備の対象が中小市町村へと移り始め、OD 法の採用は急激に増加した。オキシデーションディッチ法に関する技術評価としては、主に有機物除去特性について述べた第一次報告書(日本下水道事業団, 1983)、窒素除去特性について述べた第二次報告書(日本下水道事業団, 1985)がある。既存の運転データを整理し、一般的な設計指針の道筋を立てたことは OD 法の普及に大きな役割を果たしたといえよう。

近年では ASRT 管理による窒素高度処理の設計手法および運転管理について第三次報告書(日本下水道事業団)で記述されている。

1-2-2 OD 法の処理特性と諸元

OD 法の基本的な定義を下水道施設計画・設計指針と解説（日本下水道協会）¹³⁾より引用する。

- ①最初沈殿池を設けない。
- ②機械式エアレーション装置を有する無終端水路を反応タンクとし，低負荷で活性汚泥処理を行う。
- ③最終沈殿池で固液分離を行う。
- ④機械式エアレーション装置は，処理に必要な酸素を供給するほか，反応タンク内の活性汚泥と流入水を混合攪拌し，混合液に流速を与えて反応タンク内を循環させるとともに活性汚泥が沈降しないようにする。ここで機械式エアレーション装置には，1 台で曝気と攪拌を行う表面曝気式と，水流発生装置で攪拌を行い散気装置・送風機で酸素を供給する散気式がある。

活性汚泥法の各種変法の設計諸元を表 1-1 に示す。この表よりわかるように OD 法の一般的な特徴は以下のとおりである。

- ①水理学的滞留時間 (HRT) が長く流入負荷の変動に強く安定した有機物除去が可能である。
- ②汚泥滞留時間 (SRT) が長く硝化反応がおこりやすい。
- ③硝化脱窒運転（ゾーン運転または間欠運転）を行うことで硝化反応で低下したアルカリ度を回復し低 pH による処理水質の悪化を防ぐことができる。
- ④水路方向に DO 勾配が生じるが，他の固形性・溶解性成分はほぼ均一濃度である。
- ⑤HRT が長く OD 槽内で好気性分解が進み標準活性汚泥法などと比べ汚泥発生率が小さい。
- ⑥水深が浅く広い処理場用地が必要である。

表 1-1 各種活性汚泥変法の設計諸元¹⁴⁾

項目	単位	標準活性汚泥法	OD 法	長時間エアレーション法
初沈 水面積負荷	$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	35～70	無し	無し
反応槽水深	m	4～6	1～5	4～6
HRT	hr	6～8	24～36	16～24
MLSS	mg/L	1500～2000	3000～4000	3000～4000
BOD-SS 負荷	$\text{kgBOD}/(\text{kgSS} \cdot \text{d})$	0.2～0.4	0.03～0.05	0.05～0.10
返送汚泥比	%	25～50	100～200	100～200
汚泥発生率	%(除去 SS 比)	100	75	75
終沈 水面積負荷	$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	20～30	8～12	8～12

OD 法および長時間エアレーション法は、いずれも初沈を有せず低負荷のため、反応槽内での汚泥の好気性分解が進み汚泥発生率は低い。しかし、そのような汚泥は一般に沈降性が悪いため、返送汚泥比を高くかつ終沈の水面積を大きくとる必要があるうえ、濃縮性や脱水性が悪く脱水汚泥の含水率が高くなる傾向がある。また、生汚泥と比べて余剰汚泥はタンパク質主体でエネルギー回収の観点からみると不利な場合もある。プロセスの比較を行う場合、汚泥の処分費や薬品費や曝気動力などを総合的に考慮する必要がある。

また、OD 法と長時間エアレーション法の設計諸元は類似しており、特に OD 法を間欠運転した場合は、長時間エアレーション法の単槽無酸素好気運転した場合とほぼ同一の運転を行っていると考えてよい。ただし、OD 法では水路方向に DO 勾配が生じるため一定以下の周長では無酸素状態を現出できないと考えられること、水深が浅いため敷地面積が大きくなることなどの違いがある。ただし、散気式の OD 法では水深に関する機械的な制約は少ないため水深を深くとることが可能である。

表 1-1 に示した HRT は有機物除去のみで窒素除去を考慮しない数値である。ただし、OD 法や長時間エアレーション法などでは SRT が長いため、寒冷地であっても季節により硝化反応が生じる。硝化反応によるアルカリ度消費は、pH の低下により処理水質の悪化を招く恐れがあるため、無酸素条件を現出させ脱窒反応によるアルカリ度の回収を図る必要がある。また、窒素の高度処理を考慮する場合は、いずれの処理法においても設計最低水温から硝化菌の保持に必要な SRT を算出して、その都度設計諸元を計算する必要がある。しかし、高度処理 OD 法¹⁵⁾の場合、算出した HRT が 24 時間より短い場合でも最低 24 時間以上とする、とされている。南北に長い日本列島では地域ごとに設計水温も大きく異なるため、全国一律の基準ではなく地域ごとに設計することが合理的と考えられる。

1-2-3 OD 法の水力学

OD 槽は無終端の循環水路であり、その平面形状は長円形、円形および馬蹄形などが多く、断面形状は矩形あるいは台形が多い。その水理学的特性は一般的な開水路と同様に扱うことができる。OD 槽内の流速は、活性汚泥の攪拌および沈降防止を目的として、最低(底部)流速は 0.1m/s 以上、平均流速は 0.25m/s 程度¹⁶⁾とされている。

OD 水路底は水平で池底勾配を有しないため、直線部あるいはコーナー部に設置したローターが投入する動力により流速発生に必要な動水勾配を発生させる。Argaman ら¹⁷⁾は横軸ローターを用いた OD 槽の平均流速を、水流発生装置で投入するエネルギーと水路の損失抵抗との釣り合いから計算している。水路の損失抵抗は、マニング式で計算される直線部の摩擦抵抗と曲線部の損失抵抗の合計で式(1-1)で表される。

$$h = H_f + H_c = \frac{n^2 \cdot v^2 \cdot L}{R^{4/3}} + N \cdot f_c \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (1-1)$$

ここで H_f : 直線部損失水頭(m)

H_c : 曲線部損失水頭(m)

n : マニングの粗度係数 0.013 (コンクリート水路)

V : 平均流速(m/s)

L : 直線部水路長(m)

R : 径深(m)

f_c : 曲線部損失係数

一方, 動力 $P(\text{kW})$ の水流発生装置による水頭の増加を $\Delta h(\text{m})$ とすると

$$P = \frac{\rho \cdot g \cdot Q_R \cdot \Delta h}{\eta} = \frac{\rho \cdot g \cdot A \cdot v \cdot \Delta h}{\eta} \quad (1-2)$$

ここで ρ : 水の密度 1000kg/m^3

g : 重力加速度 9.8m/s^2

Q_R : 循環流量 $= A \cdot v$

A : 水路断面積(m^2)

v : 水路平均流速(m/s)

η : 効率

式(1-2)と式(1-3)より, 水路の平均流速は式(1-3)で表される.

$$v = \left(\frac{P \cdot \eta}{\rho \cdot g \cdot A} \cdot \frac{R^{4/3}}{n^2 L + R^{4/3} N f_c / 2g} \right)^{1/3} \quad (1-3)$$
$$= a \cdot P^{1/3}$$

ここで a : 係数

水流発生と曝気を独立に行う散気式 OD 法の場合, 散気装置自体の形状による損失抵抗と曝気によって生じる流路抵抗を考慮する必要がある.

散気装置自体の形状抵抗は他の水路抵抗と同様に水理学的な取り扱いが可能である. 一方, 曝気による流路抵抗は, 気泡の上昇によって生じる鉛直流れが水流発生装置による水平流れに影響を及ぼすことによるものである. STOWA の報告書¹⁸⁾では, 環状リアクターにおいてプロペラ式水流発生装置と散気装置を組み合わせた場合の, 水平流速への影響について考察している. そこでは, 図 1-1 の上・中段(1, 2)に示すように水平流速が小さい場合には散気装置の上下流に旋回流が発生し大きな水理抵抗係数になることが示されている. 一方, 水平流速が大きい図 1-1 の下段(3)のケースでは旋回流の影響が打ち消され水理抵抗係数が小さくなることが示されている.

このような曝気による水路抵抗は水流発生エネルギーと曝気エネルギーの相対的な大小に影響を受けるという定性的な考察はあるが, 定量的に解析された事例は少ない.

SCHEMATISCHE WEERGAVE VAN HET STROMINGSGEDRAG VAN BELUCHTING BIJ VARIËRENDE HORIZONTALE SNELHEDEN

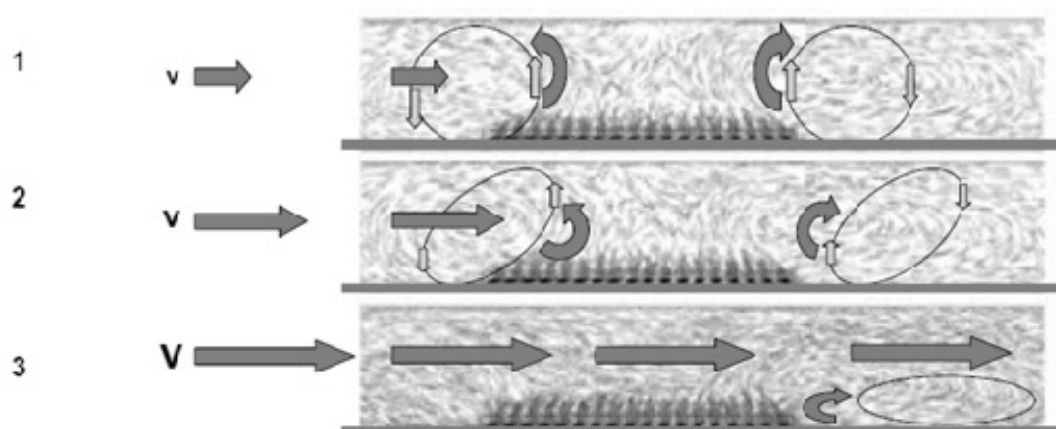


図 1-1 曝気による鉛直流れが水平流れに及ぼす影響¹⁷⁾

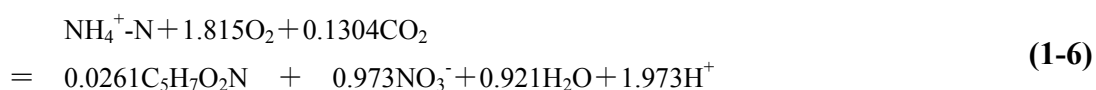
1-2-4 OD 法における窒素除去特性

OD 法では、他の活性汚泥法と同様に原水中の窒素のうち一部は菌体合成に利用され余剰汚泥として系外に引き抜かれ、残りは生物学的硝化脱窒反応により除去される。

硝化反応では式(1-4)と式(1-5)で表されるようにアンモニア性窒素と亜硝酸性窒素の二段階酸化によりエネルギーを生成し、CO₂ を炭素源として増殖する好気性の化学合成無機酸化自栄養性の硝化菌（アンモニア酸化菌および亜硝酸酸化菌）により進行する。通常の汚水処理ではアンモニア酸化が律速となるため、処理水中に亜硝酸が残存しない運転条件範囲においては1段階反応として取り扱うことができる。



化学量論的な酸素要求量は、それぞれ $3/2 \cdot 32/14 = 3.43$ （アンモニア酸化）， $1/2 \cdot 32/14 = 1.14$ （亜硝酸酸化）mgO₂/mgN であり、合計 4.57 mgO₂/mgN となる。以上は硝化に必要な酸素量の理論値であるが、硝化菌の菌体合成を考慮した総括的な反応式の例が報告されている。その一例を式(1-6)¹⁹⁾に示す。

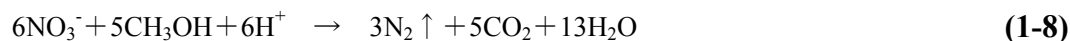


この場合、窒素 1mg を硝化するための必要酸素量は $1.815 \times 32/14 = 4.15\text{mgO}_2/\text{mgN}$ となる。

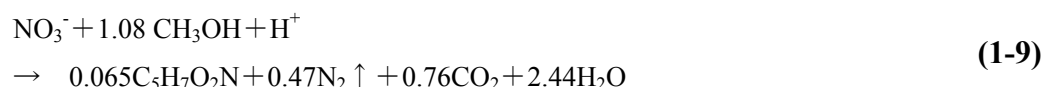
また硝化反応によりアルカリ度が消費され、その理論値は下式で計算される。

$$2 \cdot 50/14 = 7.14 (\text{mgCaCO}_3/\text{mgN}) \quad (1-7)$$

原水中に十分なアルカリ度が存在しない場合、pHが低下し硝化速度が低下する。脱窒反応は分子状酸素(DO)が存在せず、結合酸素(硝酸、亜硝酸)が存在する無酸素条件下、化学合成有機酸化他栄養性の脱窒菌が硝酸呼吸を行い、有機物を水素供与体として利用する反応である。硝酸性窒素は電子受容体として利用され、窒素ガスに還元される。脱窒反応の例としてメタノールが基質として利用され、硝酸性窒素が窒素ガスに脱窒される場合の反応式を式(1-8)に示す。



化学量論的なCOD要求量は、メタノールのCOD_{Cr}=48g/mol(ThOD, 酸化率100%と仮定)より、 $(5 \cdot 48) \div (6 \cdot 14) = 2.86 \text{mgCOD}_\text{Cr}/\text{mgN}$ となる。硝化反応と同様に、菌体合成を考慮した総括反応式の報告例を式(1-9)²⁰⁾に示す。



この場合のCOD要求量は $(1.08 \cdot 48) \div (14) = 3.7 \text{mgCOD}_\text{Cr}/\text{mgN}$ となる。また脱窒反応によりアルカリ度が回復し、その理論値は下式で計算される。

$$1 \cdot 50/14 = 3.57 \text{mgCaCO}_3/\text{mgN} \quad (1-10)$$

式(1-4)～式(1-10)の結果を表1-2に整理して示した。OD法の長いSRTによる硝化の進行を前提として考えると、脱窒反応の硝酸呼吸により有機物を酸化することで好氣的酸化に必要な酸素量を削減することが可能となる。また、脱窒反応を行うことで消化反応で消費されたアルカリ度を回復可能であり、回復されるアルカリ度は硝化によって消費されるアルカリ度の最大50%である。

表 1-2 生物学的消化脱窒反応に伴う酸素(COD)およびアルカリ度の消費

	酸素(COD)消費量	アルカリ度消費量
硝化反応	4.57(4.15)mgO ₂ /mgN	7.14 mgCaCO ₃ /mgN
脱窒反応	2.86(3.7)mgCOD/mgN※	－3.57 mgCaCO ₃ /mgN

※括弧内は菌体合成を考慮した値

※メタノールを基質とした場合

OD 法では空間的あるいは時間的に好気ゾーンと無酸素ゾーンを設けることで、1つの槽内で硝化脱窒反応を行うことができるため、好気処理で硝化のみを行う場合に比べて以下のような利点がある。

- 1) 処理水全窒素(T-N)濃度の低減（高度処理）
- 2) アルカリ度あるいはpHの回復
- 3) 終沈での脱窒による汚泥浮上の低減
- 4) 必要酸素量の低減（硝酸呼吸の利用）

OD 法では明確な硝化槽と脱窒槽は存在しないため、1つの槽内での同時硝化脱窒反応により窒素除去が行われる。ゾーン運転を行う場合には、無終端水路内の循環流により好気ゾーンから無酸素ゾーンへの硝化液の循環が連続的に生じており、その理論窒素除去率については循環式硝化脱窒法と同様に取り扱えと考えられる。図 1-2 に示すようなフローにおいて、好気槽でのアンモニア性窒素の完全硝化および無酸素槽での硝酸性窒素の完全脱窒を仮定すると、生物学的硝化脱窒可能な窒素に対する理論窒素除去率は式(1-11)で表される。なお、この窒素除去率の対象には余剰汚泥として引き抜かれる窒素や生物難分解性有機物中の窒素などは含まれていない。

$$E_N = \frac{R}{1+R} \times 100 \quad (1-11)$$

ここで E_N ：生物学的硝化脱窒可能な窒素の理論窒素除去率(%)

$$R：循環水量比 = \frac{Q_R + Q_r}{Q_{inf}}$$

Q_{inf} ：流入水量

Q_r ：返送汚泥量

Q_R ：循環液量

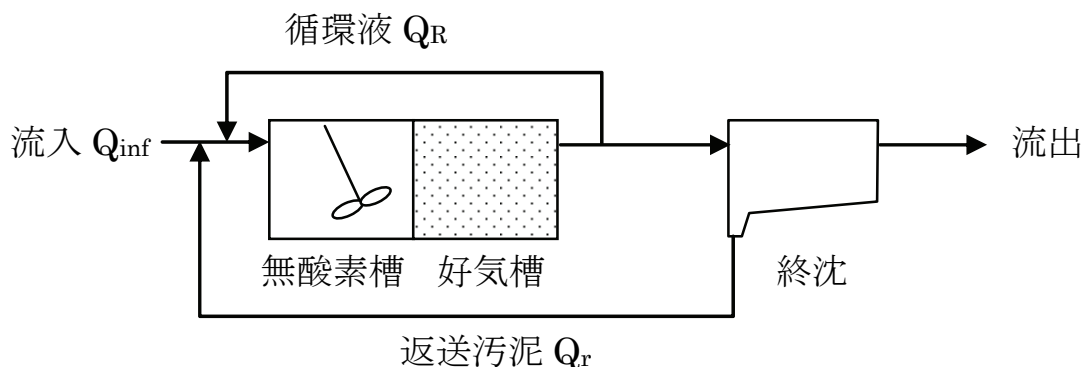


図 1-2 循環式硝化脱窒法のフロー

循環比を大きくすると窒素除去率は高くなるが、通常の循環式硝化脱窒法では実用上は

R=2 程度が限界であり，循環による窒素除去率は 50～60%程度で，余剰汚泥分を含めても 60～70%程度²¹⁾である．

一方，OD 法における循環率は 50～100 倍程度と高く，潜在的に極めて高い窒素除去ポテンシャルを有する．一方で，明確な槽区画が存在しないため流入負荷変動に対して安定した処理性能を得るためには，好気ゾーンと無酸素ゾーンを維持するための制御技術の適用が不可欠である．

1-2-5 OD 法における嫌気槽付加による生物学的リン除去特性

OD 法でリン除去を行う場合，同時凝集や生物学的リン除去（EBPR)による処理が行われる．

同時凝集法では反応槽あるいは反応槽流出部に無機凝集剤を注入し，下水中のリンを固定化する．OD法に PAC を注入し，T-P が 0.5mg/L 以下の水質が得られたとの報告もある²²⁾．発生したリン酸塩は最終沈殿池から余剰汚泥とともに引き抜かれる．いったん無機凝集剤と結合したリンは汚泥処理系で嫌気状態に置かれても再放出することは無い．

一方，生物リン除去法では一般に OD 槽の前段に嫌気槽を設ける．嫌気槽でリンが放出され，OD 槽で過剰摂取される．リンは窒素と異なり気化しないため，系外への除去は余剰汚泥としての引抜によってのみ可能である．すなわち余剰汚泥の発生量とそのリン含有率の積がリンの除去量となる．図 1-3 に示すような系においてリンの物質収支を考えると式(1-12)が成り立つ．

$$\text{流入 T-P 量} = \text{流出 T-P 量} + \text{引抜 T-P 量} \quad (1-12)$$

$$Q_{\text{inf}} \times \text{T-P}_{\text{inf}} = Q_{\text{eff}} \times \text{T-P}_{\text{eff}} + Q_w \times \text{T-P}_w$$

ここで Q : 水量(m^3/d)

T-P : 全リン濃度(mg/L)

添え字 : inf は流入，eff は流出，w は引抜汚泥

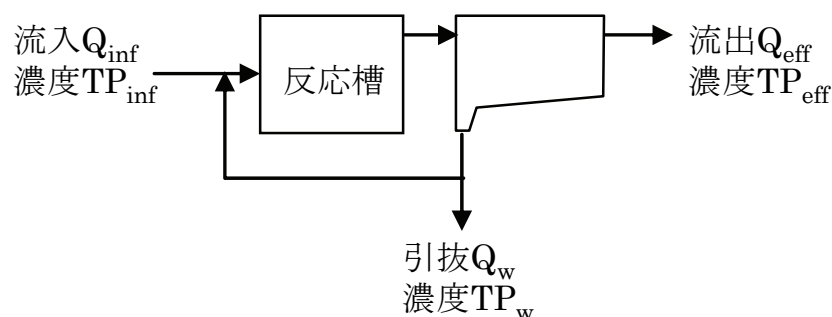


図 1-3 リンの物質収支

式(1-12)において、以下の仮定を置く。

- 1) 水量収支から $Q_{inf}=Q_{eff}+Q_w$ が成り立つ。
- 2) 流出水および引抜汚泥中の溶解性リン濃度、 $S-P_{eff}$ および $S-P_w$ は等しい。
- 3) 流出水および引抜汚泥中の固形性リン濃度、 $P-P_{eff}$ および $P-P_w$ は、固形物量と汚泥リン含有率を用いて式(1-13)で表される。

$$P-P_{eff} = \text{流出 SS 濃度 } X_{eff} \times \text{汚泥リン含有率 } i_{P_BM}$$

$$P-P_w = \text{引抜汚泥 SS 濃度 } X_w \times \text{汚泥リン含有率 } i_{P_BM} \quad (1-13)$$

ここで X_{eff} : 処理水 SS 濃度

X_w : 引抜汚泥 SS 濃度

上記の仮定から式(1-12)を整理すると、

$$\begin{aligned} Q_{inf} \times T-P_{inf} &= (Q_{inf} - Q_w) \times \{ X_{eff} \times i_{P_BM} + S_{eff} \} \\ + Q_w \times \{ X_w \times i_{P_BM} + S_{eff} \} \\ &= Q_{inf} \times S_{eff} + \{ (Q_{inf} - Q_w) \times X_{eff} + Q_w \times X_w \} \times i_{P_BM} \end{aligned} \quad (1-14)$$

引抜汚泥固形物量と流出固形物量の和を改めて系内で発生する余剰汚泥量と定義し、 $Q_w' \times X_w'$ で表すと、 $Q_w' \times X_w' = (Q_{inf} - Q_w) \times X_{eff} + Q_w \times X_w$ となり、下式が導かれる。

$$Q_{inf} \times T-P_{inf} = Q_{inf} \times S_{eff} + Q_w' \times X_w' \times i_{P_BM} \quad (1-15)$$

両辺を $Q_{inf} \times TP_{inf}$ で割って整理すると

$$\frac{T-P_{inf} - S-P_{eff}}{T-P_{inf}} = \frac{Q_w' \times X_w'}{Q_{inf}} \times \frac{i_{P_BM}}{T-P_{inf}} \quad (1-16)$$

ここで式(1-16)の左辺は、沈殿池での固液分離効率が 100%とした場合に達成しうる理論リン除去率に相当する。この理論リン除去率は単位流入水量あたりの余剰汚泥発生量（右辺第一項）および汚泥リン含有率に比例し、原水 T-P 濃度に反比例する。流入固形物当たりの汚泥発生量は標準活性汚泥の 1.0 に対して、OD 法は 0.75 と低いため、原水濃度が同一の場合 OD 法の潜在的リン除去能力は標準活性汚泥法に比べ低くなる。

次に、余剰汚泥量の推定式として原水中の溶解性 S-BOD および流入 SS の活性汚泥への転換と内生呼吸を考慮した式(1-17)²³⁾が示されている。

$$Q_w' \cdot X_w' = (a \cdot C_{SBOD, in} + b \cdot C_{SS, in} - c \cdot \tau \cdot X) Q_{inf} \quad (1-17)$$

ここで X : MLSS 濃度(mg/L)

$C_{SBOD, in}$: 反応タンクへの流入水 SBOD(mg/L)

$C_{SS, in}$: 反応タンクへの流入水 SS(mg/L)

a : SBOD に対する汚泥転換率 0.4~0.6

b : SS に対する汚泥転換率 0.9~1.0

c : 内生呼吸係数 0.03～0.05

τ : 反応タンク HRT(d)

式(1-17)を式(1-16)に代入すると下式が得られる.

$$\frac{T-P_{\text{inf}}-S-P_{\text{eff}}}{T-P_{\text{inf}}} = \frac{(a \cdot C_{\text{SBOD, in}} + b \cdot C_{\text{SS, in}} - c \cdot \tau \cdot X)}{T-P_{\text{inf}}} \times i_{\text{P_BM}} \quad (1-18)$$

式(1-18)より理論リン除去率は、原水 T-P 濃度に対する流入 S-BOD および SS の比率が大きく、かつ HRT および MLSS 濃度が小さいほど向上する. 生物リン除去に関する下水の特性を表す指標として BOD/P 比があり、文献²⁴⁾では 20～25 以上必要などとしているが、これは本式の内容と一致する.

1-2-6 OD 法の曝気攪拌装置

微生物による好気処理を基本とした活性汚泥法の主要なプロセスは曝気であった. OD 法では当初セラミック製の散気装置が用いられたが、目詰まりなどの問題から、1920 年代に縦軸ローター(Bolton, 1921)²⁵⁾や横軸ローター(Kessener, 1935)²⁶⁾などの機械式表面曝気装置が開発され主流となった. これら初期の OD 曝気ローターは、すべて水面を攪拌羽根で強攪拌し、大気中の酸素を汚水中に溶解させるとともに、水路内に水流を発生させるものであった. 機械式表面曝気装置は、1 台で曝気と攪拌の機能を有するため機器点数が少なくてすみ、酸素溶解効率の経年劣化が無いがという利点を有する一方、その原理上動力効率が悪く運転制御もしにくいという欠点を有していた.

近年、超微細気泡を発生する間欠運転可能なメンブレン散気装置などの技術革新によりエアレーション方式の酸素溶解効率が向上し、OD 法においてもそれらの散気装置と水流装置を組み合わせた第二世代の散気式 OD システムが開発された. 散気式 OD システムは曝気と水流を独立に制御可能であるため運転制御が容易で、動力効率も高いなどの利点を有し近年増加しつつあり、日本国内の OD 法下水処理場の約 7% で採用されている²⁷⁾.

各種 OD 曝気ローターの比較を表 1-3 に示す.

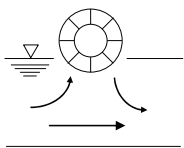
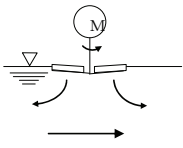
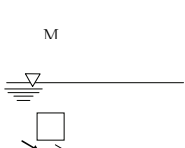
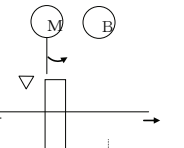
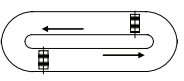
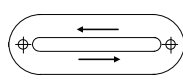
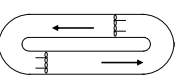

第 3 節 高負荷二点 DO 制御 OD 法の原理と特性

1-3-1 従来 OD 法の課題

OD 法は HRT24 時間以上の低負荷条件で標準化され、小規模下水処理場を中心に普及が進み、2008 年度末で全国 2102 処理場のうち 987 処理場(47%)が OD 法を採用している²⁸⁾. 周長が短い OD では好気ゾーンと無酸素ゾーンを同時に確保するのが難しいとの報告²⁹⁾も有り、実態調査によると大半の処理場では時間的に好気と無酸素を繰り返す間欠運転を行っている³⁰⁾. また、既往の研究³¹⁾³²⁾³³⁾は HRT24 時間以上の低負荷条件を前提としており、高負荷条件での OD 法の設計操作因子について実証的に検討した事例は少ない.

一方、厳しい財政状況の中で現有施設の有効活用の観点から、本格的な改築更新時代を迎えている OD 処理場においても、全国一律の設計基準に代わるより効率的な設計・運転

表 1-3 各種 OD 曝気ローターの比較

機 種 項 目	横軸ローター式	縦軸ローター式	スクリー型	縦軸攪拌式+散気装置
概 略 図				
	断面図	断面図	断面図	断面図
概 略 構 造				
	平面図	平面図	平面図	平面図
概 略 構 造	両端を軸受で支持された回転軸に攪拌羽根又は多数のブラシを取付けて回転させ、水面上をかき混ぜて攪拌及び酸素供給を行う。	縦軸に攪拌羽根を取付けて羽根の一部を水面下に沈めて回転させ、水面上をかき混ぜて攪拌及び酸素供給を行う。	スクリーを高速回転し負圧により空気を自吸し。	送風機と散気装置にて酸素を供給し、同時に縦軸攪拌装置を回転して混合流れを生じさせて攪拌する。
長 所	・攪拌と酸素供給を同一機器で行うため、点検箇所が少なく、水上部	同左	・空気弁の開閉により嫌気運転が可能	・OD 槽は深い水深設定が可能であり省面積である

管理手法が期待されている。地域や処理場の特性に応じて最適な運転条件を与えることが可能になれば、人口変動や集落排水との統廃合など社会状況の変化に柔軟に対応する機動的な施設運用の選択肢が増える。

1-3-2 高負荷二点 DO 制御 OD 法の原理

高負荷二点 DO 制御 OD 法は、従来の OD 法より省スペース・省エネルギーに配慮したシステムであると同時に、生物学的に窒素・リンの高度処理が可能なシステムとして開発中である。藤原ら³⁴⁾は、OD 槽を想定した 1 槽 37.5L の 8 槽完全混合槽列実験装置を用いた本法のベンチスケール実験を行い、滞留時間 11 時間程度と従来の OD 法より高負荷条件にも拘わらず、二点 DO 制御により空間的に適切な好気ゾーンと無酸素ゾーン比を出現させ、平均 87.6% と高い溶解性窒素(DN)除去率を得ている。Chen ら³⁵⁾は、本法における OD 槽での高い窒素除去率が嫌気槽へ返送される硝酸性窒素量を低減し、結果的に本法のリン除去への有効性を示している。

二点 DO 制御とは曝気風量と水路循環流速とを独立に制御することで、曝気部および好気槽末端の DO 値をそれぞれ制御し、上記 2 点間の DO 勾配を一定に保つものである(図 1-4 参照)。これにより、流入負荷変動およびそれに伴う活性汚泥酸素消費速度の変動の影響によらず、連続曝気式の OD 槽内に好気ゾーンと無酸素ゾーンを安定して現出させること

が可能となり，結果的に安定した窒素除去が可能となる。

さらに，水理的滞留時間を従来より短く設定し高負荷運転を行うことにより，建設コストの削減が可能となる上，酸素消費速度が高まることにより安定して無酸素ゾーンの維持が可能となる．結果として高い全窒素(T-N)除去率が得られ経済的に窒素の高度処理を行うことが可能となる．すなわち，二点 DO 制御 OD 法では以下のような特性が期待される．

- (1) 高負荷二点 DO 制御により電力費削減が可能
(低 DO 運転，HRT 短縮による内生呼吸低減)
- (2) 従来の約半分の滞留時間で処理が可能
- (3) 高効率な水流発生装置と散気装置の組み合わせにより電力費低減が可能
- (4) 窒素の高度処理が可能
- (5) リンの高度処理が可能（嫌気槽を設けた場合）

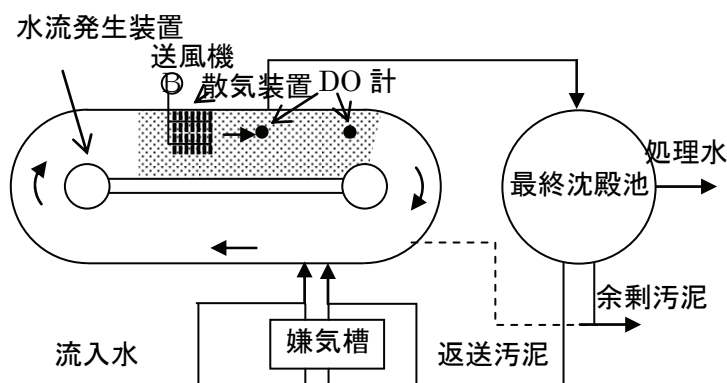


図 1-4 二点 DO 制御 OD 法の概略図

二点 DO 制御 OD 法の原理と特性について以下に説明を行う．図 1-5 の左に従来の一点 DO 制御の，図 1-5 の右に二点 DO 制御における，DO プロフィールの流入負荷変動に対する応答例を，それぞれ示す．一般に，流入負荷増大時は酸素消費速度が増大し，流入負荷減少時は酸素消費速度が減少する．

一点 DO 制御法では曝気部の DO 計 1 を一定に保つために曝気量の制御を行う．しかし，下流側の酸素消費速度の変動により高負荷時には好気ゾーンが減少し，低負荷時には無酸素ゾーンが減少する．その結果，図 1-5 の左に示されるように，流入負荷変動により系内の酸素消費速度が変動することで好気・無酸素ゾーン比が変動するため，安定した硝化・脱窒を行うことが難しい．

一方で，二点 DO 制御法では図 1-5 の右に示されるように，系内の酸素消費速度の変動に対して上流側に設置した DO 計 1 による曝気量制御のみならず，下流側に設置した DO 計 2 による循環流量制御により下流側の DO も一定に保つことが可能であり，上下流の二点の DO をそれぞれ一定に制御することができる．これにより負荷変動に対しても系内 DO プロフィールを一定に保つことができ，安定した好気・無酸素ゾーンの現出が可能となる．

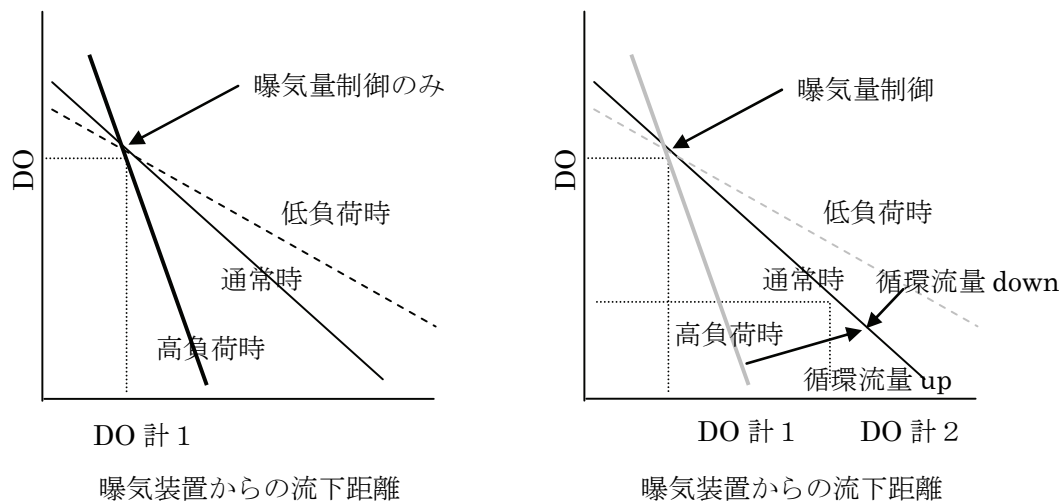


図 1-5 DO 制御の DO プロフィール制御概念図
(左：一点 DO 制御，右：二点 DO 制御（本法）)

表 1-4 従来 OD 技術との比較

	従来 OD (間欠曝気)	高負荷二点 DO 制御 OD	従来 OD (ゾーン運転)
HRT (OD 槽)	24hr	12hr	24hr
有機物除去性	○	○	○
曝気方法	間欠曝気	ゾーン運転	ゾーン運転
制御方法	タイマー	二点 DO 制御	DO 制御
生物学的窒素除去	○	◎	△
生物学的リン除去	△ (凝集剤添加)	○ (嫌気槽設置)	△ (凝集剤添加)
コスト	○	◎	○

1-3-3 OD 法の現状と展望

日本にオキシデーションディッチ法が導入されて 30 年以上がたつ。本法は流入負荷変動に強く、維持管理が容易である、という長所から小規模下水道を中心に国内で広く普及が図られてきた。本法の実用化により、OD 法のこれらの長所を残しつつ、省エネ・高度処理といった時代のニーズにも対応していくことが期待される。また、地域ごとの実情により流入水質・水温・負荷変動などの条件に応じた高負荷運転に関する知見が整理され、それにも対応しうる新しい技術が開発・実証されれば、既存 OD 槽の処理能力アップも可能となるため、市町村合併などで行政区域内に存在する複数の污水处理施設の統合など、建設および維持管理コストの削減などの展開も期待される。

第 4 節 本論文の目的と構成

本論文の構成を図 1-6 に示す．本論文では従来の OD 法より高負荷・省スペース・省エネルギーに配慮したシステムであると同時に生物学的に窒素・リンの高度処理が可能なシステムとして開発中である高負荷二点 DO 制御 OD 法の開発と実用化のための設計操作因子の提示とを目的とする．

第 2 章では，本法の開発と基本的な設計・操作因子の検討を目的として，2 つの異なる下水処理場の原水を用いたベンチスケール連続処理実験の結果の解析を行う．第 3 章では，実用化に必要な各種設計諸元の把握を目的として，フルスケール実験に用いる散気式 OD システムの装置特性について検討を行う．第 4 章では，実施設での処理特性の検証を目的に，1 年間の連続処理実験の結果について処理特性と適用性の観点から考察を行う．第 5 章では，前章までの結果を整理し，数理モデルを用いた制御因子の検討および設計手法の提示を行い，第 6 章で結論を示す．

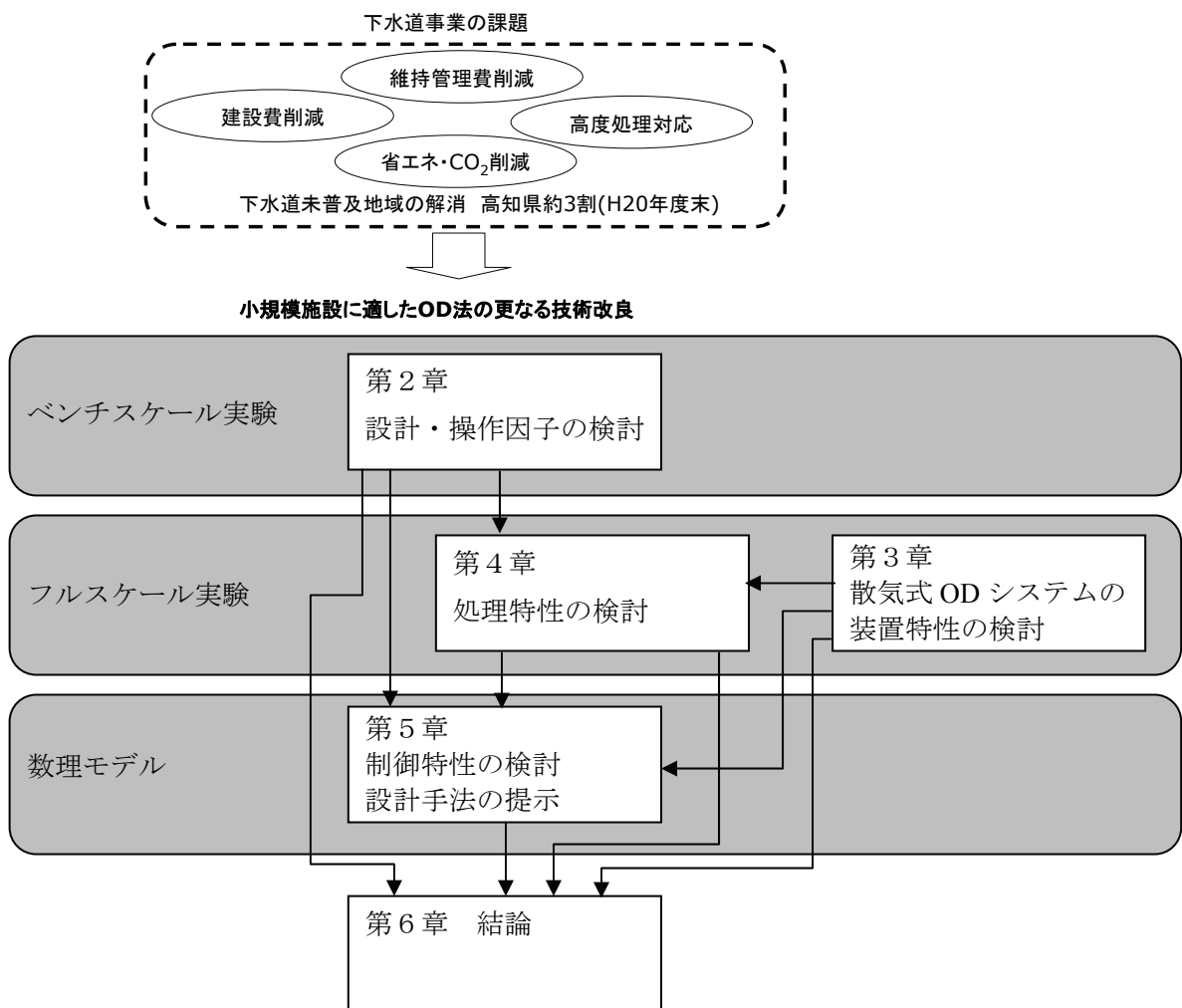


図 1-6 本論文の構成

-
- ¹⁾ 「下水道処理人口普及率」日本下水道協会ホームページ,
http://www.jswa.jp/05_arekore/motto/07/index.html, アクセス日時: 2011.3.1 18:00:00
- ²⁾ 独立法人国立環境研究所地球環境研究センター温室効果ガスインベントリオフィス
(2011), 日本国温室効果ガスインベントリ報告書 2011.4 版
- ³⁾ 日本下水道協会(2011), 下水道統計平成 21 年度版
- ⁴⁾ 藤原拓、稲森奨、中町和雄、大年邦雄、津野洋、西村文武 (2008)、高負荷型オキシデー
ションディッチ法による実下水からの有機物・窒素同時除去の操作因子に関する研究、下
水道協会誌 Vol.45, No.552, pp.121-131
- ⁵⁾ 稲森奨、藤原拓、大年邦雄、中町和雄、津野洋、西村文武 (2007)、二点 DO 制御高負荷
型 OD 法の低水温期における窒素除去性能の評価、第 44 回下水道研究発表会講演集、
pp.745-747
- ⁶⁾ 稲森奨、藤原拓、大年邦雄、中町和雄、津野洋、西村文武 (2008)、嫌気槽を付加した二
点 DO 制御高負荷型 OD 法による下水からの窒素・リン同時除去、第 45 回下水道研究発表
会講演集、pp.737-739
- ⁷⁾ E. Arden, W.T. Lockett (1914), Experiment on the oxidation of sewage without the aids of
filters, J. Soc. Chem. Ind., Vol.33, pp.523-539
- ⁸⁾ A. Pasveer (1960), New development in the application of Kessener brushes(aeration rotors) in
the activated-sludge treatment of trade waste waters, Pergamon Press. Oxford, Vol. In-Waste
treatment, pp.126-155
- ⁹⁾ J.K. Baars (1962), The use of oxidation ditches for treatment of sewage from small communities,
Bulliten of WHO, Vol.26, pp.465-474
- ¹⁰⁾ Water Environment Federation (1998), Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, 4th
edition, Manual of Practice No.8: Vol.2
- ¹¹⁾ A.C.J. Koot, J. Zeper (1972), Carrousel, a new type of aeration-system with low organic load,
Water Research, Vol.6, pp.401-406
- ¹²⁾ C. S. Applegate, B. Wilder, J. R. DeShaw (1980), Total Nitrogen in a multi-channel oxidation
system, Journal WPCF, Vol.52, No.3, pp:568-577
- ¹³⁾ 日本下水道協会(2009)、下水道施設設計画・設計指針と解説 2009 年版(後編), p114
- ¹⁴⁾ 13)に同じ, pp.80-81
- ¹⁵⁾ 13)に同じ, p185
- ¹⁶⁾ 13)に同じ, p119
- ¹⁷⁾ Y. Argman, E. Dpirake (1974), Engineering aspects of wastewater treatment in aerated
ring-shaped channels, Water Research, 8 pp317-322
- ¹⁸⁾ STOWA(Dutch acronym for the Foundation for Applied Water Research), Menging en
voortstuwing van actief-slibsystemen in ronde reactoren (Mixing and propulsion systems of
activated sludge in ring reactors), STOWA report 2006-19, 2006 (In Dutch)
- ¹⁹⁾ B. E. Rittmann and P. L. McCarty, Environmental Biotechnology Principles and applications,
McGraw-Hill Higher Education
- ²⁰⁾ P. L. McCarty, L. Beck and P. St. Amant (1969), Biological Denitrification of Wastewater by
addition of organic materials, Proceeding of 24th Prudue Industrial Waste Conference, Lafayette,
IN
- ²¹⁾ 13 に同じ, p165
- ²²⁾ 日本下水道事業団 (2000), オキシレーションディッチ法の評価に関する第 3 次報告書
- ²³⁾ 13) に同じ, p33
- ²⁴⁾ 13) に同じ, p210
- ²⁵⁾ J. Bolton (1921), Activated sludge experiments at Bury, Proc. Assoc. Mgr. Sewage Disp. Works
1921, pp:33-47
- ²⁶⁾ H.J. Kessener, F.J. Ribbius (1935), Practical activated sludge research, J. Proc. Inst. Sewage

Purif., pp.50-56

²⁷⁾ 日本下水道協会(2011), 下水道統計 H21 年度版

²⁸⁾ 3)に同じ

²⁹⁾ 荒木宏之, 楠田哲也, 古賀嫌一, 井前勝人, 栗谷陽一, 松尾保成 (1988), オキシデーションデ
ィッチの間欠曝気運転による窒素除去, 下水道協会誌, Vol.25, No.289, pp.38-50

³⁰⁾ 日本下水道事業団(2001), オキシデーションディッチ法の評価に関する第3次報告書

³¹⁾ S. Furukawa, K. Tokimori, J. Hirotsuji, S. Shiono (1998), New operational support system for
high nitrogen removal in oxidation ditch process, Water Science and Technology, Vol.37, No.12,
pp.63-68

³²⁾ 堺好雄, 三宅晴男, 若山正憲 (2002), オキシデーションディッチ法の新しい設計手法について,
下水道協会誌, Vol.39, No.471, pp.85-101

³³⁾ 清水達雄, 工藤憲三, 泥俊和, 那須義和 (1992), 実施設のオキシデーションディッチにおける有
機物, 窒素およびリン除去, 下水道協会誌論文集, Vol.6, pp.41-51

³⁴⁾ 4)に同じ

³⁵⁾ X. Chen, T. Fujiwara, K. Ohtoshi, S. Inamori, K. Nakamachi, H. Tsuno (2010), Evaluation of a
novel oxidation ditch system for biological nitrogen and phosphorus removal from domestic
sewage, Water Science and Technology, vol.62, No.8, pp.1745-1754

第 2 章 ベンチスケール実験による設計・操作因子の検討

第 1 節 序説

T 浄化センター（全体計画 93,478m³/日）および N 浄化センター（全体計画 7,000m³/日）においてベンチスケール実験を行った。実験装置にはオキシデーションディッチの流動を模擬しうる処理水量 0.6m³/d の 8 槽完全混合槽列型の実験装置を用いた。

高負荷二点 DO 制御 OD 法の処理特性を把握するとともに、設計・操作因子の検討を行った。

第 2 節 実験方法

2-2-1 実験装置

本実験に用いたベンチスケール実験装置のフローを図 2-1 に示す。

実験装置は、原水槽、有効容積 37.5L（内径 38cm、有効水深 33cm の円筒型）の嫌気槽、有効容積 300L の OD 槽（内寸 50cm×100cm（タテ×ヨコ）、有効水深 60cm の直方体形で、内側を仕切り板で 8 等分。有効容積は 1 槽あたり 37.5L）および有効容積 151L の最終沈殿池（φ 50cm、有効水深 70cm）から構成されている。生物リン除去のための嫌気槽は、実験条件により 1 槽、2 槽または無しとした。原水は、下水処理場の沈砂池流出水を用い、目幅 φ 2mm のストレーナを通過した後に、原水ポンプにより嫌気槽へ流入させた。嫌気槽では原水と返送汚泥が混合され、原水中の有機物を用いたリン放出が行われる。嫌気槽を出た活性汚泥混合液は OD 槽へ自然流下で流入し、第 1 槽から第 8 槽まで順次流下し、第 8 槽から第 1 槽へは循環ポンプにより混合液を循環させた。また、第 8 槽から越流した混合液は最終沈殿池に入り、固液分離し、活性汚泥は返送汚泥ポンプにより嫌気槽へ返送させた。曝気は第 5 槽のみで行い、1 点酸素供給型の OD 法を模擬した。攪拌機は第 1 槽から第 8 槽に設置し、完全混合となるようにした。また、最終沈殿池には集泥および固液分離の促進を目的として、ピケットフェンス月の汚泥掻き寄せ機を設置した。

2-2-2 制御方法

流入負荷変動に対して適切な好気ゾーンと無酸素ゾーンとを維持するために、第 6 槽および第 8 槽に DO センサー（COS SLIM48 工業用溶存酸素計）を設置し、エアーポンプおよび循環ポンプと連動させ、DO 制御を行った。すなわち、第 6 槽の DO 値を制御範囲に保つようにエアーポンプを運転台数制御し、また第 8 槽の DO 値を設定値に保つように循環ポンプの吐出量を比例積分 (PI) 制御した。

以上のように、二点で DO を制御することにより適切な好気ゾーンおよび無酸素ゾーンを確実に現出させ、窒素除去が効率よく行われるようにした。

2-2-3 実験装置特性

(1) 流動特性

エタノールで比重調整した NaCl 溶液を用いて電気伝導度計によりインパルス応答を観察した。OD 槽を形成する 8 槽は各槽が完全混合槽であった。8 槽全体の流動に関しては、一回の循環のみを考慮すると押し出し流れに近い流れである、高い循環倍率により 8 槽全体の流入・流出から巨視的に見た場合、実質的には完全混合状態である。このような流動状態は OD 法におけるそれに近いと判断できる。OD 槽の独特の流動特性については 3-4-1 で詳細に考察する。

(2) 酸素供給特性

総括酸素移動容量係数(K_La)は、好気タンク内における酸素供給能力を示すもので、好気タンクの設計においてはきわめて重要である。また、維持管理においても K_La を測定することにより設備の効率的な運転計画を設定できるほか、酸気装置の目詰まりなどもチェックすることができる。そこで、下水試験法に基づいて非定常法で総括酸素移動容量係数(K_La)を測定した。図 2-2 に、実験結果を用いて、送風量と K_La 値との関係を示す。

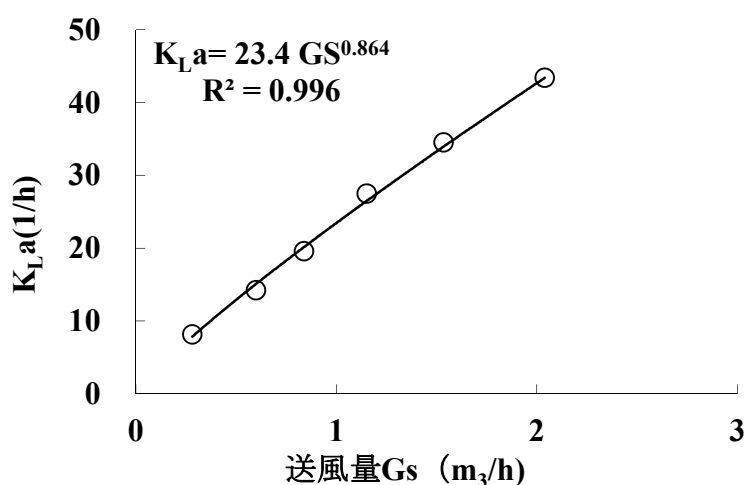


図 2-2 空気量 G_s と k_La の実験データと回帰式（ベンチスケール実験装置）

実験データを式(2-1)に示される Eckenfelder の式を用いて回帰する。

$$K_La = F \cdot H^{(1-m)} \cdot G_s^{(1-n)} / V \quad (2-1)$$

ここで K_La : 総括酸素移動容量係数(1/hr)

V : 水容積(m³)

F : 比例定数(1/m)

G_s : 送風量(m^3/hr)

H : 散気水深(m)

F : 比例定数

n, m : 係数

なお、本実験では散気深度を一定としたため、式(2-1)において $F \cdot H^{(1-m)}$ は定数として扱った。得られた回帰式を $V=0.0375\text{m}^3$ を用いて整理し、式(2-2)に示す関係式が得られた。

$$K_L a = 0.880 \cdot G_s^{0.864} / V \quad (2-2)$$

G_s の指数は 0.864 であり、これは文献¹⁾によると酸気板で 0.95 から 1.2、スパージャで 0.8 から 1.35 であることから、妥当な値であると考えられる。本実験は水温 16°C のものであるため、温度補正係数 $1.02^2)$ を用いて 20°C 基準に換算すると式(2-3)が得られた。

$$K_L a = 0.952 \cdot G_s^{0.8639} / V \quad (2-3)$$

水温 $t^\circ\text{C}$ における $K_L a$ は式(2-4)で計算される。

$$K_L a = 0.952 \cdot G_s^{0.8639} / V \times 1.02^{t-20} \quad (2-4)$$

2-2-4 定期採水および分析方法

処理特性を検討するための連続通水実験での採水は、原水、処理水、第 8 槽、返送汚泥および嫌気槽の 5 点で行った。原水と処理水は採水日前日 10 時から採水日 10 時までの 24 時間流量比例コンポジット採水とした。採水は流量比例で行い、サンプルは冷蔵庫に保存し水質変化を極力少なくした。コンポジット採水を行った理由は、原水は水質および流量の時間変動を有するため、日平均水質を把握するには原水流入水量に応じた 24 時間採水が必要なためである。第 8 槽、返送汚泥および嫌気槽は、スポット採水を行った。スポット採水は、採水日の 10 時から 11 時の間に行った。実験装置への原水流入水量の時間変動は、変動の大きい小規模下水処理場を模擬して図 2-3 に示すような日間変動を与えた。

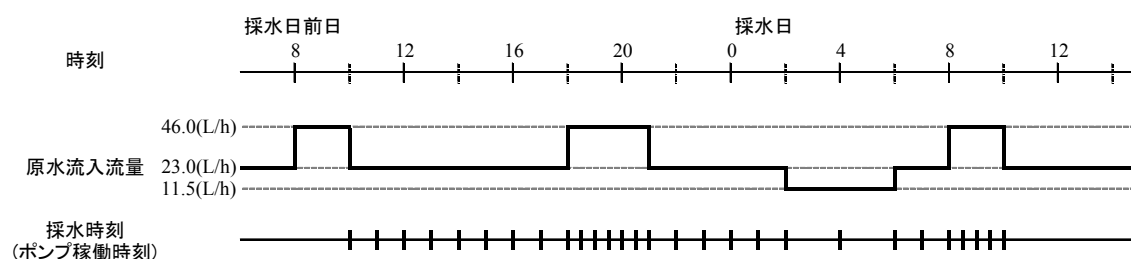


図 2-3 原水流入流量の変動とコンポジット採水時間

採水サンプルのうち一部を $1\mu\text{m}$ のろ紙(Whatman GF/B)で現場でろ過し溶解性サンプルとした。原水有機酸分析用のサンプルは生物分解を抑制するために、他のサンプルとは別にシアジ化ナトリウムが 100mg/L となるように添加した。表 2-1 に各地点での測定項目および測定方法を示す。また、自動記録項目を表 2-2 に示す。

表 2-1 定期採水試験項目

採水地点	原水	嫌気槽	OD 槽 (第 8 槽)	処 理 水	返送 汚泥	分析方法・測定方法
T-BOD	○			○		下水試験法に準拠
ATU-BOD				○		同上
SBOD	○			○		同上
CODcr	○		△	○		JISK0102 および下水試験法に準拠
SCODcr	○	△		○		同上
ff-COD	○					※ 1
SS	○		△	○		同上
VSS	○		△			同上
TN	○			○		同上
SN	○			○		同上
$\text{NH}_4^+\text{-N}$	○	△	△	○		イソフェノール青吸光光度法
$\text{NO}_2^-\text{-N}$	○	△	△	○	△	イソクロマトグラフ法 (日本タチイ株式会社製 DX-AQ)
$\text{NO}_3^-\text{-N}$	○	△	△	○	△	同上
TP	○		△	○		下水試験法に準拠 (ペルオキシ二硫酸カリウムによる分解法) (モリブデン青吸光光度法)
SP	○	△	△	○		同上
$\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$	○	△	△	○		同上
有機酸	○					高速液体クロマトグラフ法
アルカリ度	○■		△■	○■		アルカリ度滴定(Mアルカリ度)
DO		■	■			隔膜電極法(HORIBA OM-51)
pH	■			■		ガラス電極法(東亜 TDK HM-21P)
ORP		■				白金電極法(東亜 TDK RN-20P)

注記 ○はコンポジットサンプル，△はスポットサンプル，●は連続モニタリング項目，■は手分析を示します。

※ 1 出典: Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling³⁾

表 2-2 自動記録項目

採水地点	原水	嫌気槽	OD 槽	循環 流量	返 送 汚泥	分析方法・測定方法
水温	○		○ 12/25~			測温抵抗体 PT100
流量	○			○ 12/25 ~		電磁流量計（山武）
DO			●※1			COD SLIM 工業用溶存酸素計(CD-480S)

注記 ○は 1 分間隔，●は 2 秒間隔で記録した

※1：第 1 槽，第 5～8 槽

2-2-5 通日採水

処理特性の時間変動特性を調査する目的で，通日採水を実施した．原水，処理水および嫌気槽は 2 時間ごと，また第 8 槽および返送汚泥は 4 時間ごとにスポット採水を行った．採水サンプルのうち一部を $1\mu\text{m}$ のろ紙(Whatman GF/B)で現場でろ過し溶解性サンプルとした．自動記録項目や分析方法是定期採水と同様である．

2-2-6 実験条件

実験条件を表 2-3～表 2-5 に示す．RUN1-1～1-18 が T 浄化センター，RUN2-1～2-5 が N 浄化センターにおける実験条件を，それぞれ示している．HRT は RUN1-10 と RUN1-11 を除き，OD 槽容積に対して約 12 時間に設定した．返送汚泥率は，汚泥の沈降性や終沈の界面上昇が無いことを確認しながら，嫌気槽無しの条件で 150%に，嫌気槽有りの条件で 50～100%に，それぞれ設定した．

RUN1-5, 1-6 および 1-12 では比較のための一点 DO 制御を行い，循環流量は固定とした．また，RUN1-11 と RUN2-1 では低水温かつ SRT を短くした条件で運転を行った．RUN1-16 では第 4 槽で曝気を行い，無酸素ゾーン比が 0.38 と小さな条件で実験を行った．

RUN1-16 を除く実験条件では，第 6 槽と第 8 槽の DO 値を一定制御することで以下の式で定義した好気ゾーンと無酸素ゾーンの比はそれぞれ 0.37 と 0.5 前後で安定して制御できた．

好気ゾーン比＝ $\text{DO}0.5\text{mg/L}$ 以上の容積(m^3)／OD 槽全容積(m^3)

無酸素ゾーン比＝ $\text{DO}0.1\text{mg/L}$ 以下の容積(m^3)／OD 槽全容積(m^3) (2-5)

SRT は反応槽からの直接引抜により一定になるよう現場管理を行った．実験条件表にはサンプリングによる引き抜きや終沈からの流出分を補正した計算値を記載した．

RUN1-5, 1-6, 1-12 では比較のために循環流速を固定して一点 DO 制御を行った．

表 2-3 実験条件表 1 (1/2) (T 浄化センター)

RUN	RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN1-4	RUN1-5	RUN1-6	RUN1-7	RUN1-8	RUN1-9	RUN1-10
期間	05/12/02 ～ 12/20	05/12/21 ～ 06/05/01	06/05/02 ～ 05/31	06/06/01 ～ 08/02	06/08/03 ～ 10/25	06/10/26 ～ 12/04	06/12/05 ～ 07/01/17	07/01/18 ～ 02/07	07/02/08 ～ 03/14	07/03/15 ～ 04/14
日数	19	132	30	63	84	40	44	21	35	31
原水変動	有り	有り	有り	有り	有り	有り	有り	有り	有り	有り
DO 制御	2 点	2 点	2 点	2 点	1 点	1 点	2 点	2 点	2 点	2 点
HRT (OD+嫌気槽)	11.6	11.4	11.4	11.3	11.6	11.2	11+2.8	11.0	10.9	14.6
反応槽有効容積 (OD+嫌気槽)	300.0	300.0	300.0	300.0	300.0	300.0	300+75	300.0	300.0	300.0
返送汚泥率	1.58	1.63	1.87	1.78	1.79	1.65	0.92	1.53	1.56	1.65
循環倍率	98	80	68	78	78	76	92	84	65	57
第 6 槽 DO	0.72	1.02	0.97	1.07	1.14	1.03	0.91	0.96	1.32	1.22
好気ゾーン比	0.38	0.36	0.38	0.35	0.40	0.40	0.34	0.35	0.39	0.33
無酸素ゾーン比	0.58	0.51	0.52	0.50	0.51	0.51	0.52	0.50	0.50	0.56
水温	21.7	21.5	25.2	28.3	28.8	24.2	20.5	16.7	14.5	14.6
MLSS 濃度	4130	4090	3080	3560	3360	3500	3238	4170	4020	4540
BOD-MLSS 負荷	0.10	0.09	0.07	0.08	0.07	0.06	0.08	0.08	0.07	0.06
SRT	11.3	14.2	16.0	16.7	14.7	16.9	14.2	11.8	12.6	14.0

表 2-4 実験条件表 1 (2/2) (T 浄化センター)

RUN	RUN1-11	RUN1-12	RUN1-13-1	RUN1-13-2	RUN1-14	RUN1-15	RUN1-16	RUN1-17	RUN1-18
期間	07/04/15 ~05/03	07/05/04 ~06/08	07/06/09 ~07/23	07/07/24 ~10/10	07/10/11 ~11/12	07/11/13 ~12/14	07/12/15 ~ 08/01/16	08/01/17 ~ 08/03/19	08/03/20 ~ 08/04/28
日数	19	36	45	79	33	32	33	63	40
原水変動	有り	無し	有り	有り	有り	有り	有り	有り	有り
DO 制御	2 点	1 点	2 点	2 点	2 点	2 点	2 点	2 点	2 点
HRT (OD+嫌気槽)	14.0	10.9	11.2+2.8	11.1+2.8	11.6+2.9	11.8+1.5	11.6+1.4	11.3+1.4	14.3+1.8
反応槽有効容積 (OD+嫌気槽)	300.0	300.0	300+75	300+75	300+75	300+75	300+37.5	300+37.5	300+37.5
返送汚泥率	1.59	1.39	0.95	0.84	1.02	1.08	0.99	1.05	0.94
循環倍率	60	99	97	100	93	85	53	90	70
第 6 槽 DO	1.25	0.99	0.92	1.09	0.99	1.08	0.98	1.07	1.28
好気ゾーン比	0.38	0.33	0.31	0.35	0.29	0.38	0.48	0.31	0.38
無酸素ゾーン比	0.50	0.55	0.54	0.55	0.58	0.50	0.38	0.55	0.52
水温	14.3	20.9	28.0	29.8	26.0	22.9	18.8	18.7	15.3
MLSS 濃度	4060	3360	3820	3050	2840	2770	2630	3720	3650
BOD-MLSS 負荷	0.10	0.11	0.10	0.08	0.12	0.11	0.13	0.10	0.06
SRT	8.5	8.5	17.1	13.5	10.0	10.5	11.6	17.8	16.5

RUN		RUN2-1	RUN2-2-1	RUN2-2-2	RUN2-3	RUN2-4	RUN2-5
期間	-	08/12/11 ～09/1/26	09/1/27 ～3/8	09/3/15 ～4/15	09/4/16 ～6/10	09/6/11 ～8/5	09/8/6 ～10/29
日数	d	47	41	32	56	56	84
原水変動	L/h	有り	有り	有り	有り	有り	有り
DO 制御		2 点	2 点	2 点	2 点	2 点	2 点
HRT (OD+嫌気槽)	h	11.8	12.3	11.3	11.4	10.3	10.4
反応槽有効容積 (OD+嫌気槽)	L	300+37.5	300+37.5	300+37.5	300+37.5	300+37.5	300+37.5
返送汚泥率		0.75	0.73	0.68	0.55	0.46	0.51
循環倍率							
第 6 槽 DO	mg/L	1.3	1.3	1.1	1.2	1.1	1.2
好気ゾーン比(OD)	(－)	0.38	0.36	0.36	0.34	0.36	0.36
無酸素ゾーン比(OD)	(－)	0.50	0.52	0.52	0.53	0.50	0.50
水温	°C	16.7	16.7	16.0	23.3	27.1	26.9
MLSS 濃度	mg/L	3770	4070	4370	3770	2620	2520
BOD-MLSS 負荷	kg/kg/d	0.06	0.05	0.06	0.06	0.04	0.05
SRT(OD)	d	14.0	23.6	24.2	14.8	20.3	17.5

表 2-5 実験条件表 2 (N 浄化センター)

第 3 節 実験結果および考察

2-3-1 長期連続実験による性能確認

(1) 水温, pH, アルカリ度, DO, ORP

図 2-4 に OD 槽日平均水温の経日変化を示す。水温は季節変動を示し、原水では T 浄化センターで $20^{\circ}\text{C}\sim 30^{\circ}\text{C}$ 、N 浄化センターで $15\sim 28^{\circ}\text{C}$ の範囲であった。OD 槽の水温はいずれも $15\sim 30^{\circ}\text{C}$ の範囲であったが、低水温条件での処理特性を把握するために冷却器を用いて冬季に低水温運転(15°C 目標)を行った。

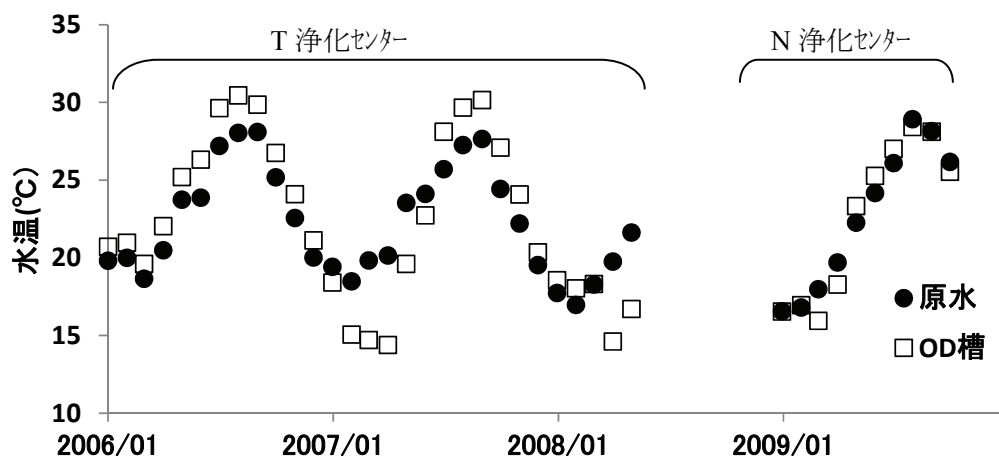


図 2-4 水温の月間平均値

図 2-5 に pH の経日変化を示す。原水の pH は平均 7.4 ± 0.2 (標準偏差)で安定していた。また、処理水の pH は平均 7.4 ± 0.2 (標準偏差)で、下水道法の計画放流水質範囲($5.8\sim 8.6$)の範囲内であった。これは亜硝化細菌の至的範囲 ($7.0\sim 8.0$) および硝化細菌の至的範囲($6.5\sim 7.5$)⁴⁾とほぼ一致する。

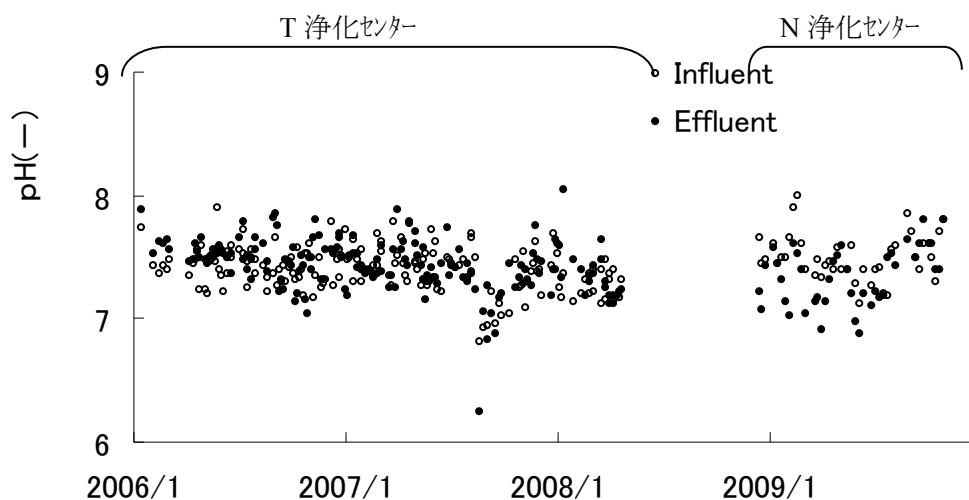


図 2-5 pH の経日変化

図 2-6 にアルカリ度の経日変化を示す。原水のアルカリ度は平均 $158\text{mgCaCO}_3/\text{L} \pm 24$ (標準偏差) であった。一方、処理水のアルカリ度は $89 \pm 21 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ (標準偏差) で、原水より約 $70 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ 低い値を示した。

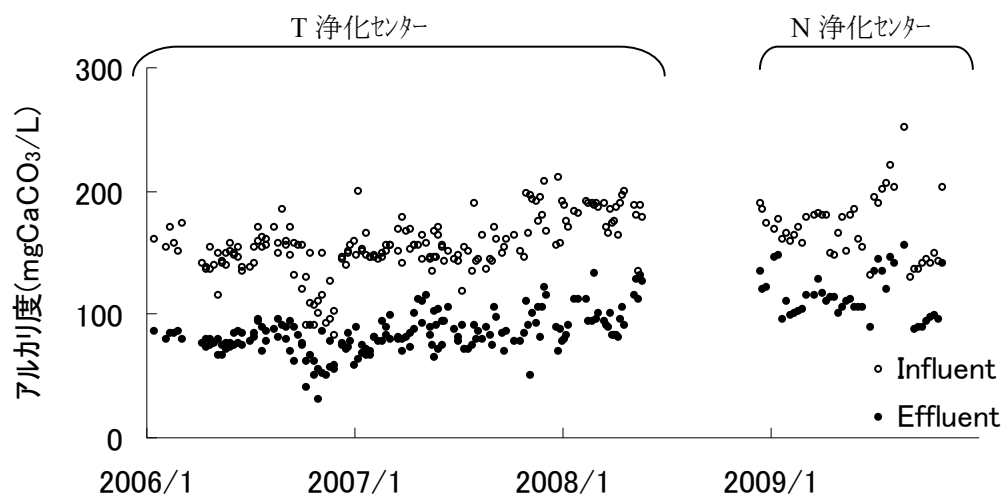


図 2-6 アルカリ度の経日変化

図 2-7 に第 6 槽と第 8 槽での日平均 DO の経日変化を示す。なお、第 6 槽と第 8 槽の DO 値は制御に用いた DO 計の値を示しているため、2009 年 5 月 27 日以降は蛍光式の計測値を示した。蛍光式 DO 計はノーメンテナンスで半年以上の長期連続運転を行い安定した運転が行えた。

二点 DO 制御により系内の DO プロフィールはほぼ一定に保たれた。第 6 槽の DO は $1.1 \pm 0.3\text{mg/L}$ (標準偏差) で、第 8 槽の DO は $0.23 \pm 0.15\text{mg/L}$ (標準偏差) であった。

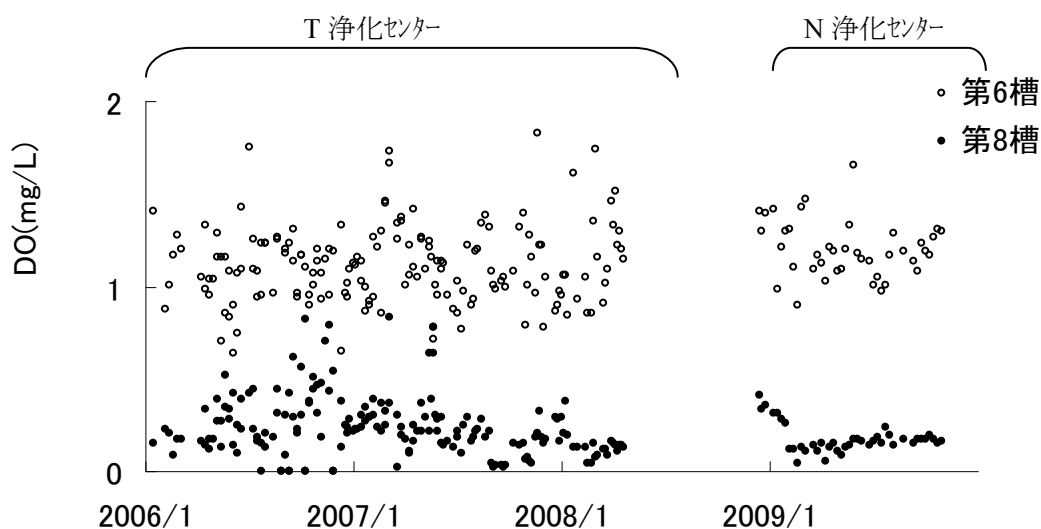


図 2-7 DO の経日変化

図 2-8 に ORP の経日変化を，図 2-9 に各槽の ORP の平均値を示す．嫌気槽は，実験条件により嫌気槽無しあるいは嫌気槽 1 のみの場合もある．ORP は嫌気槽で -250mV 程度と低く，生物学的リン除去プロセスの嫌気槽の条件としては良好と考えられる．OD 槽内は無酸素ゾーン（第 1～4 槽）で約 -50mV 付近ではほぼ一定で，好気ゾーン（第 5～8 槽）で約 $+50\text{mV}$ で生物学的窒素除去の条件としては適している．また，最終沈殿池で再び -50mV 程度まで低下する傾向が見られた．OD 槽内での ORP 勾配は一様ではなく，曝気部（第 5 槽）と流入部（第 1 槽）でそれぞれ 100mV 程度の上昇・下降のギャップが生じ，その他の槽間での変化は少なかった．これは高い循環倍率によると考えられる．

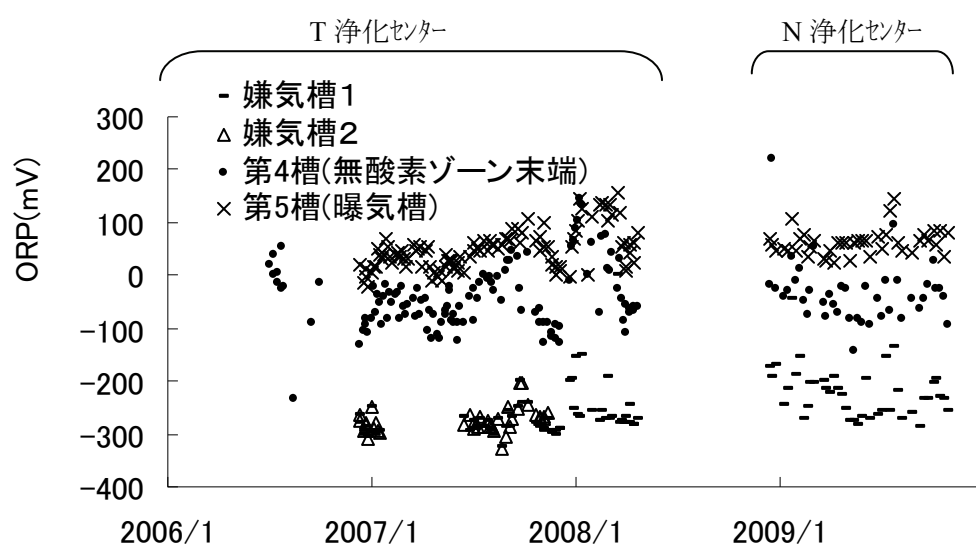


図 2-8 ORP の経日変化

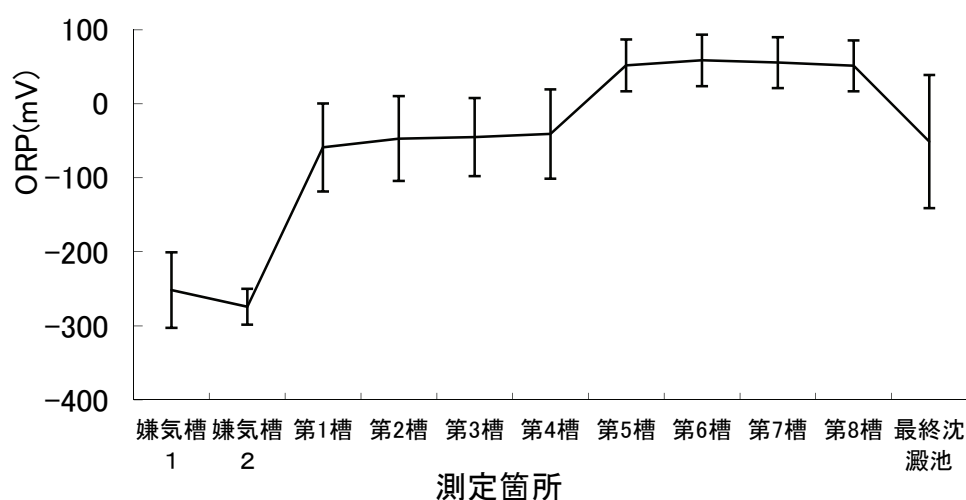


図 2-9 各槽の ORP (エラーバーは標準偏差)

(2) SS, MLSS

図 2-10 に原水および処理水中の SS の経日変化を示す．原水中の SS の平均は T 浄化センターで 158mg/L, N 浄化センターで 90mg/L であった．処理水中の SS の平均は T 浄化センターで 31mg/L, N 浄化センターで 8mg/L であった．

処理水中の SS は下水道法施行令の技術上の基準値(40mg/L)以下ではあるが, 最終沈澱池の有効水深が 0.7m と浅いなどの装置的な理由で, 実設備に比べて固液分離性能が劣ると考えられる．このような装置上の制約は生物処理の性能とは切り離して考える必要があるため, ベンチスケール実験の処理性能については主に溶解性成分を対象として検討する．

図 2-11 に OD 槽の MLSS・MLVSS の経日変化をプロットした．また MLVSS/MLSS 比率も実線で示した．MLSS は SRT 制御による反応槽汚泥引き抜きで変化し, 低水温期で 4000mg/L, 高水温期で 2500~3000mg/L と OD 法の一般的な運転条件の範囲であった．MLVSS/MLSS 比は T 浄化センターで 88%, N 浄化センターで 84% であった．

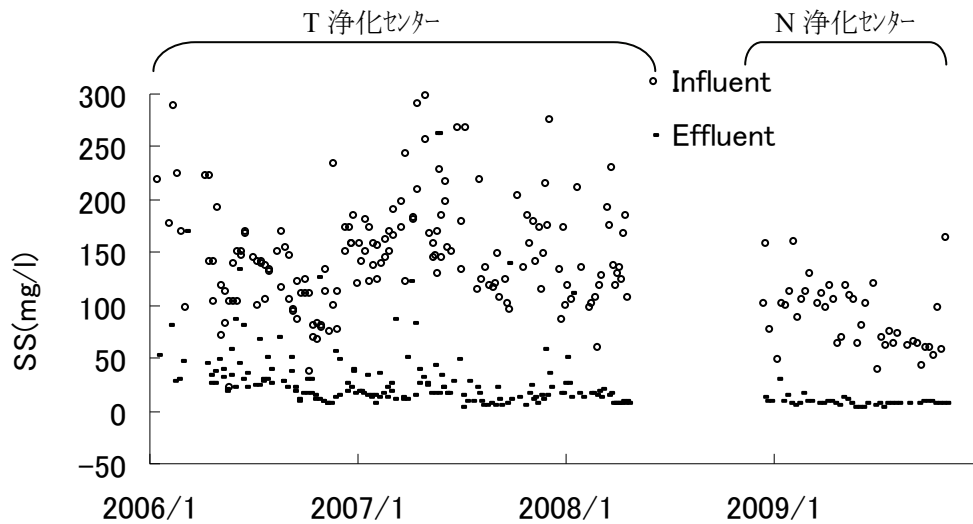


図 2-10 SS の経日変化 (原水・処理水)

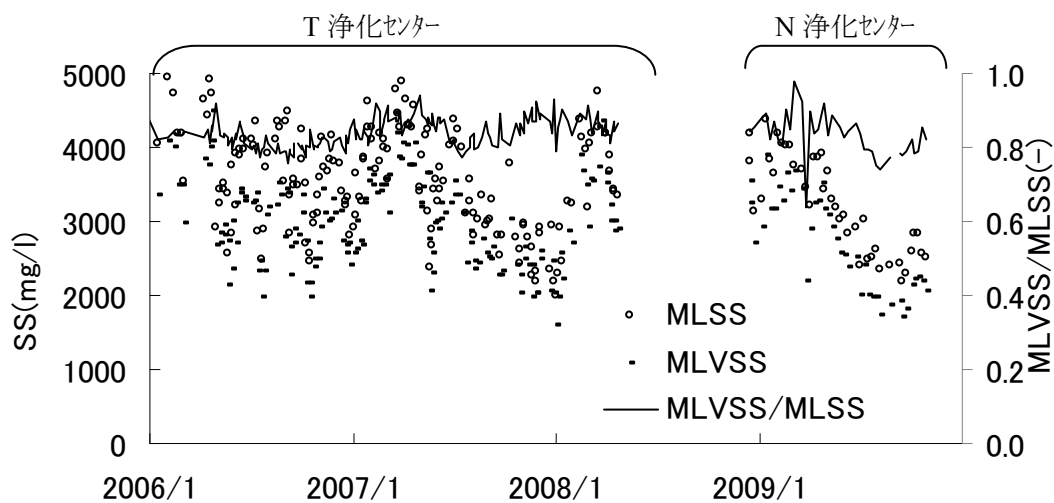


図 2-11 MLSS の経日変化 (OD 槽)

(3) 有機物汚濁指標

図 2-12 に原水中の有機物汚濁濃度の経日変化を示す。原水中の T-CODcr および T-BOD の平均値は、T 浄化センターで各々 327mg/L および 153mg/L であり、また N 浄化センターでは各々 155mg/L および 80mg/L で T 浄化センターの約半分であった。また、有機物の 7 割以上が固形性であった。

図 2-13 に処理水中の有機物汚濁濃度の経日変化を示す。処理水中の S-BOD の平均値は T 浄化センターおよび N 浄化センターとも約 4mg/L と低かった。原水 T-BOD および処理水 S-BOD から計算した BOD 除去率は約 98% と高く、有機物除去の観点からは処理は良好であった。

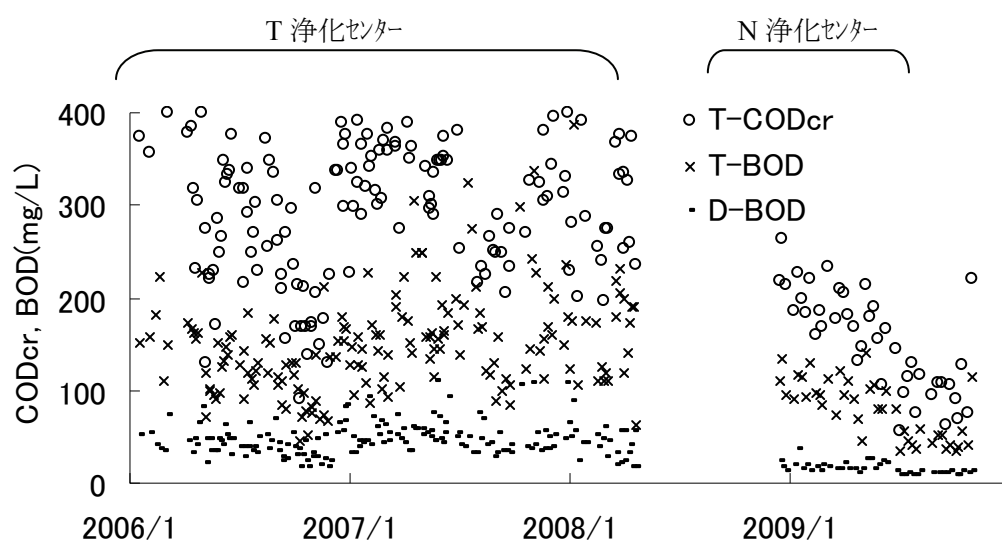


図 2-12 原水中の有機物濃度の経日変化

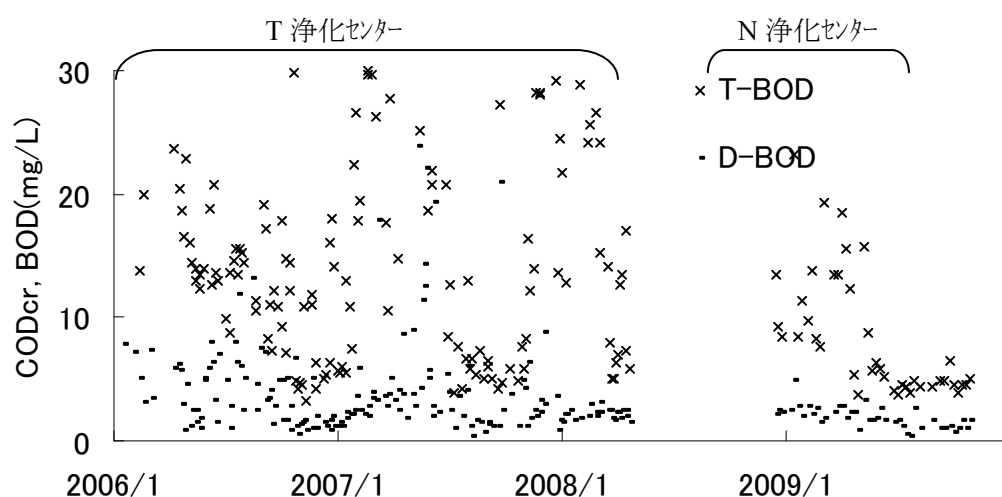


図 2-13 処理水中の有機物濃度の経日変化

(4) 窒素

図 2-14 に原水中の窒素濃度の経日変化を示す。原水中の T-N 濃度の平均値は T 浄化センターで 34mg/L, N 浄化センターで 20mg/L であった。全窒素のうち約 6 割がアンモニア性窒素であった。

図 2-15 に処理水中の窒素濃度の経日変化を示す。処理水中の S-N 濃度の平均値は T 浄化センターで 2.8mg/L, N 浄化センターで 2.5mg/L であった。ただし、一点 DO 制御を行った RUN1-5,1-6 および RUN1-12, SRT を短く設定した RUN1-11 と RUN2-1, および無酸素ゾーンを小さくした RUN1-16 のデータを除く。

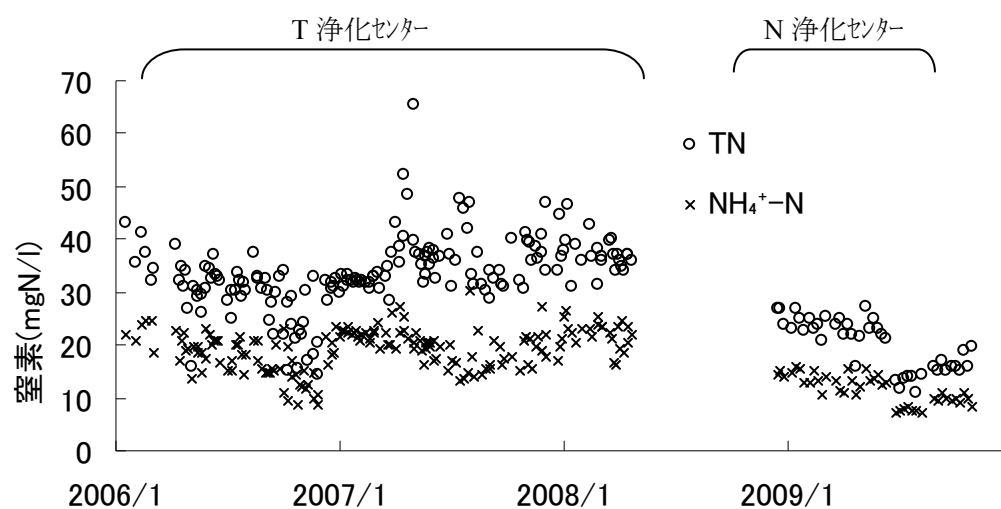


図 2-14 原水中の窒素濃度の経日変化

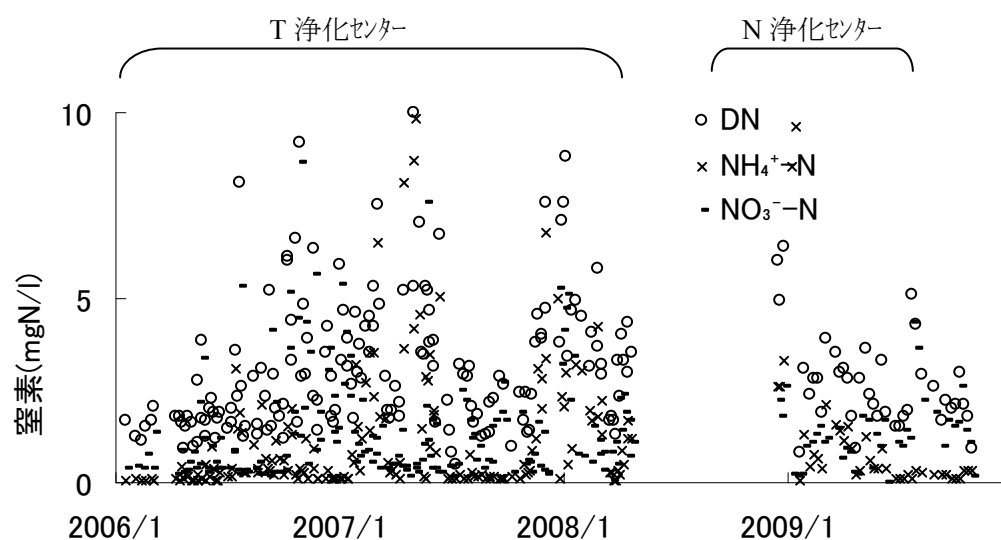


図 2-15 処理水中の窒素濃度の経日変化

化学両論的には 1mgN のアンモニア性窒素の硝化反応により 7.14 mgCaCO_3 のアルカリ度が消費され、 1mgN の硝酸性窒素の脱窒反応により 3.57 mgCaCO_3 のアルカリ度が回復する．そこで、全窒素の除去量とアルカリ度の消費量の関係を確認するため、図 2-16 の横軸に全窒素の除去濃度を、縦軸にアルカリ度の消費濃度をプロットした．

ここで、全窒素の除去濃度およびアルカリ度の消費濃度は式(2-2)により計算した．なお、最終沈澱池での固液分離性能のばらつきの影響を排除するため、処理水中の全窒素濃度は溶解性で計算した．

全窒素除去濃度＝流入水中の T-N 濃度－処理水中の S-N 濃度

アルカリ度消費濃度＝流入水のアルカリ度－処理水のアルカリ度 (2-6)

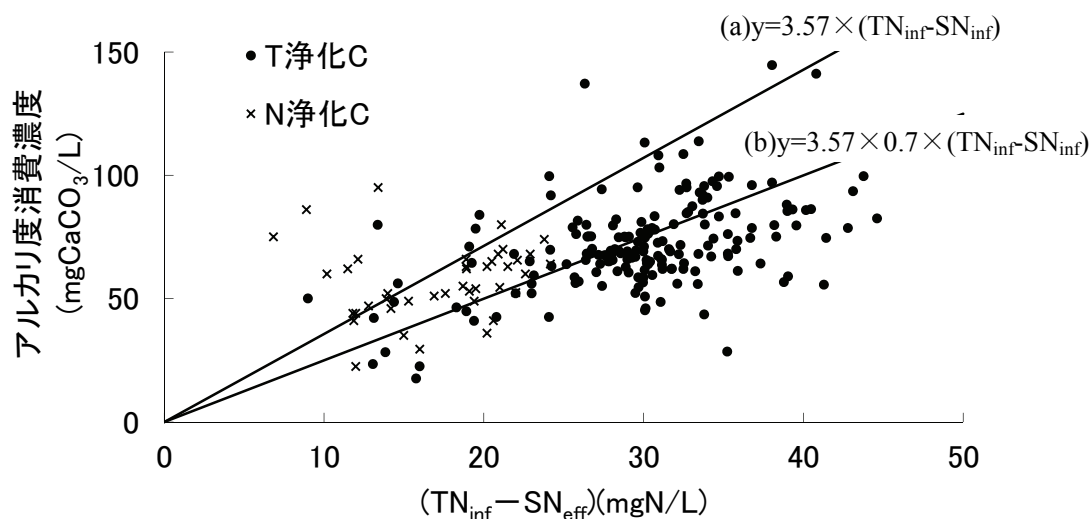


図 2-16 全窒素除去濃度とアルカリ度消費濃度

図より全窒素の除去濃度とアルカリ度の消費量には正の相関がみられた．図中の直線(a)は除去された窒素の 100%が硝化および脱窒反応に用いられた場合の理論直線を示す．この場合、硝化反応と脱窒反応の差し引きで、窒素除去量 1mgN 当たりアルカリ度 3.57mgCaCO_3 が消費される．しかし、実際には余剰汚泥として引き抜かれる窒素があるため、実験データの大半は直線(a)より下方に位置した．直線(b)は除去窒素のうち約 3 割が余剰汚泥として引き抜かれ、残り 7 割が硝化脱窒されたと仮定した場合の直線を示す．

実験データは直線(b)の近傍に分布しており、窒素除去量とアルカリ度消費量の関係は化学両論にほぼ合致すると考えられる．また、系内で硝化・脱窒反応を同時に行うことで、硝化反応のみを行った場合に比べてアルカリ度の消費量を少なく抑えられることが実証された．

(5) リン

図 2-17 に原水中のリン濃度の経日変化を示す。原水中の T-P 濃度の平均値は T 浄化センターで 5.7mg/L, N 浄化センターで 2.4mg/L であった。原水中の全リンの約 50%がオルトリン態であった。

図 2-18 に処理水リン濃度の RUN 別平均値を示す。ここで嫌気槽を設置した RUN1-7 および RUN1-13-1 以降の処理水中の S-P 濃度は平均 0.5mg/L で、嫌気槽を設置しなかった RUN の平均値 2.0mg/L と比べて低く、良好なリン除去がなされた。

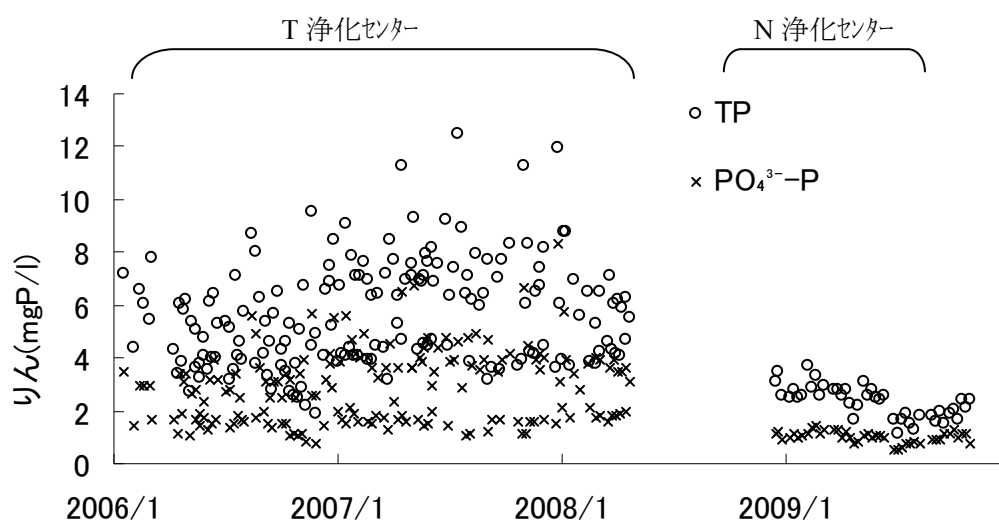


図 2-17 原水中のリン濃度の経日変化

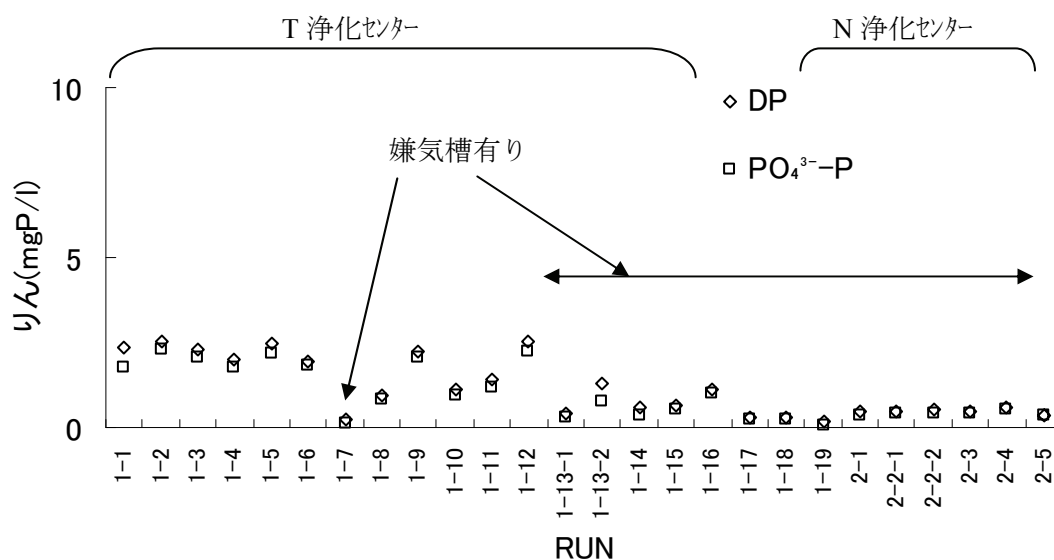


図 2-18 処理水中のリン濃度の経日変化

図 2-19 に各槽のオルトリン濃度を示した。ここでエラーバーは標準偏差を示す。嫌気槽を設置した条件では、嫌気槽でのリン放出と OD 槽での過剰摂取が観察された。T 浄化センターで嫌気槽を設置しない場合の処理水オルトリン濃度は平均 1.9mg/L で、嫌気槽を設置した場合はいずれの処理場においても平均 0.4mg/L であった。なお、N 浄化センターの実験では嫌気槽無しの実験は行っていない。

嫌気槽におけるリン放出濃度は T 浄化センターで 22mg/L に対して N 浄化センターでは 4.6mg/L と低かった。これは原水中の有機酸濃度の差によるものと考えられる。T 浄化センターにおける原水中の酢酸濃度は平均 26mg/L であったのに対して、N 浄化センターでは定量下限(5mg/L)以下であった。

嫌気槽を 2 槽直列に配置した RUN1-7 および RUN1-13-1～1-14 における No.2 嫌気槽のオルトリン濃度は 27mg/L であった。2 段目の嫌気槽におけるリン放出はわずかであったため、以後の RUN では嫌気槽を 1 槽のみ配置することとした。

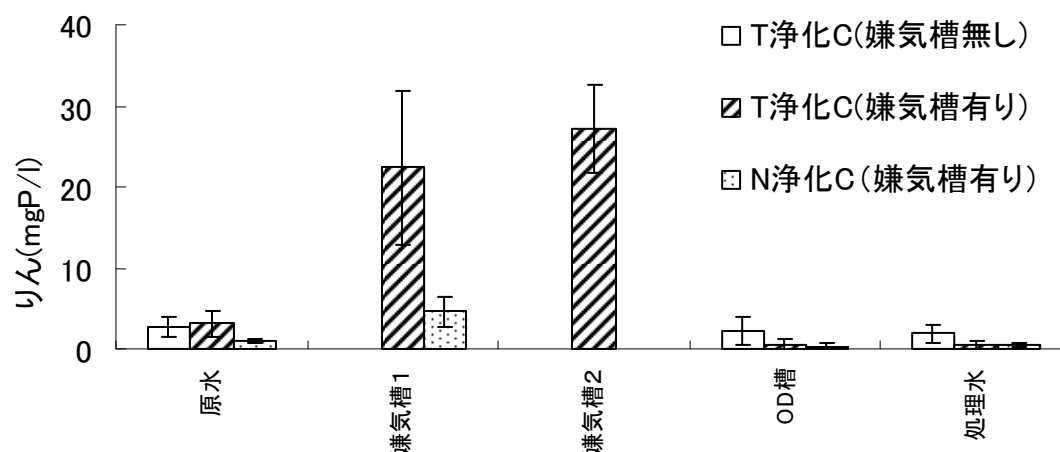


図 2-19 各槽のオルトリン濃度

(6) 処理効果

以上の処理効果をまとめて、表 2-6 および表 2-7 に示す。なお、最終沈殿池の固液分離効率の影響を除外するため、処理水質は溶解性で評価した。

水理学的滞留時間約 12 時間の条件で、T 浄化センターでは平均で S-CODcr17mg/L, S-BOD4mg/L, S-N2.8mg/L および S-P0.6mg/L (嫌気槽有りの場合) の処理水質が得られた。N 浄化センターでは平均で S-CODcr11mg/L, S-BOD2mg/L, S-N2.5mg/L および S-P0.5mg/L の処理水質が得られた。

以上で示したように、2つの下水処理場において、長期間にわたって安定して良好な処理水質を得ることができ、本法の有効性が実証された。

表 2-6 処理効果 (T 浄化センター)

水質項目	原水	処理水	備考
SS	158±76	31±37	
CODcr	327±113	17±9※2	
BOD	153±59	4±4※2	
全窒素	34.4±4.7	2.8±1.7※2	※1
全リン	5.7±2.0	2.1±1.2※2	嫌気槽無し
		0.6±0.9※2	嫌気槽有り

※±は標準偏差を示す.

1 一点 DO 制御を行った RUN1-5,1-6 および RUN1-12, SRT を短く設定した RUN1-11, および無酸素ゾーンを小さくした RUN1-16 のデータを除く.

※2 処理水の水質は溶解性で評価した.

表 2-7 処理効果 (N 浄化センター)

水質項目	原水	処理水	備考
SS	90±31	8±5	
CODcr	99±25	11±4※2	
BOD	80±32	2±1※2	
全窒素	19.9±4.6	2.5±0.9※2	※1
全リン	2.4±0.6	0.5±0.2※2	嫌気槽有り

※±は標準偏差を示す.

※1 SRT を短く設定した RUN2-1 のデータを除く.

※2 処理水の水質は溶解性で評価した.

2-3-2 通日試験結果

ここでは、流入負荷の時間変動に対する制御特性を把握するために行った通日試験の結果について考察する. ここでの検討対象は、N 浄化センターで四季を通じて年 4 回行った通日試験 (RUN2-2-1, 2-3, 2-4, 2-5) とする.

図 2-20 に BOD 容積負荷の経時変化を、図 2-21 に OUR の経時変化を示す. BOD 容積負荷の容積には嫌気槽は含まない. また、OUR は第 6 槽および第 8 槽の DO 値ならびに第 6, 7 および 8 槽での循環時間から下式により算出した.

$$\text{OUR}_{6-8} = \frac{\text{DO}_6 - \text{DO}_8}{T_{R6-8}} \quad (2-7)$$

ここで OUR_{6-8} : 酸素消費速度 {mg/(L・hr)}

DO_i : 第 i 槽の DO 濃度 (mg/L)

T_{R6-8} : 第 6 槽, 7 および 8 槽での滞留時間 (hr)

流入 BOD 容積負荷は朝 8 時前後と夜 20 時前後にピークが有り，夜間（2 時～6 時）に低下する傾向を示した．この流入負荷変動を受けて，OUR も同様の傾向を示しながらおよそ 10～20mg/(L・hr)の範囲で変動した．

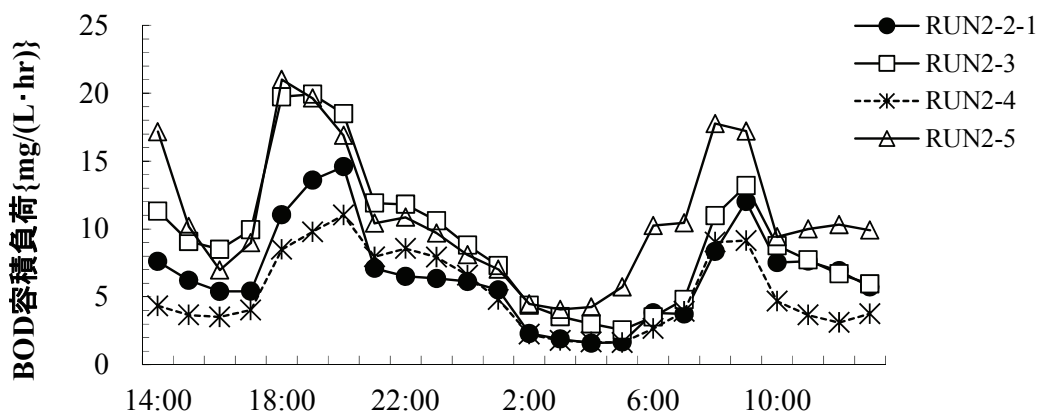


図 2-20 BOD 容積負荷の経時変化

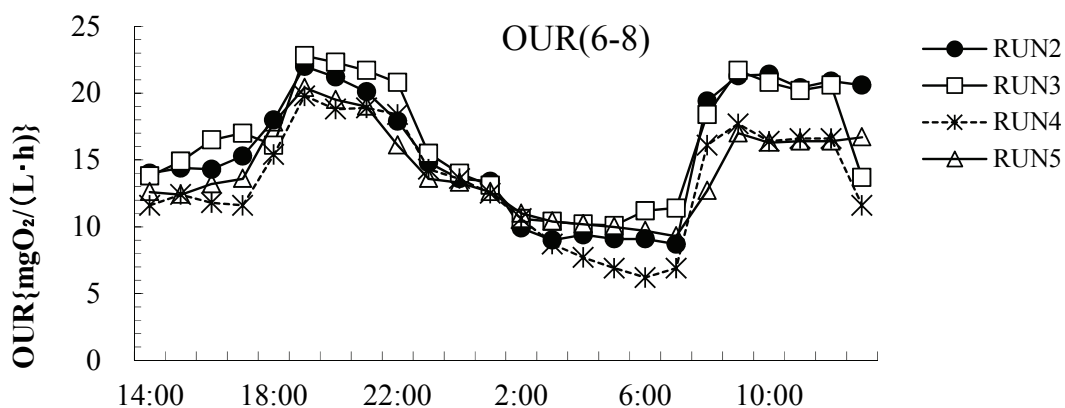


図 2-21 OUR の経時変化

図 2-22 に示すように第 6 槽および第 8 槽の DO は，それぞれ 1.3mg/L および 0.15mg/L 程度でほぼ一定に保たれた．これは，二点 DO 制御の効果によるもので，流入負荷の変動に追従して曝気量および循環時間がそれぞれ図 2-23 および図 2-24 に示されるように変化し，二点間の DO 勾配を一定値に保つことができた．

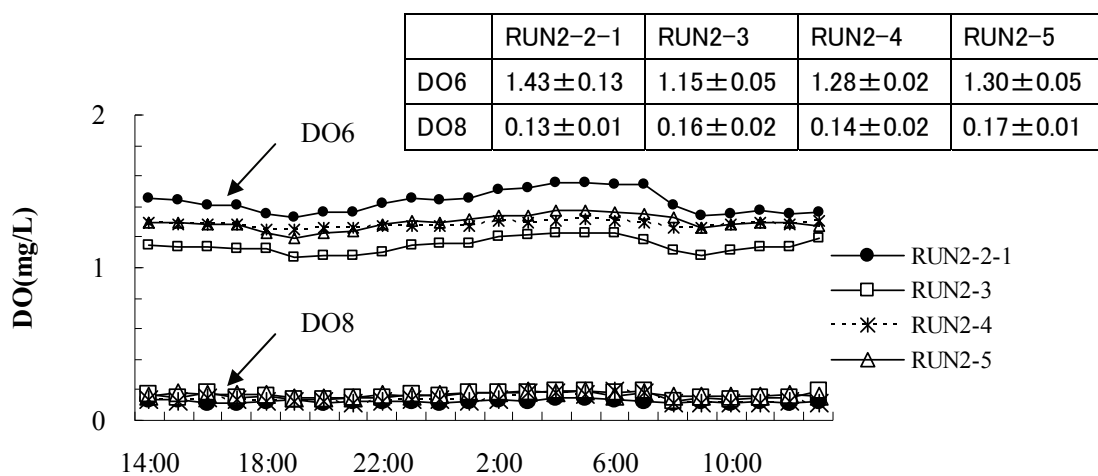


図 2-22 DO の経時変化

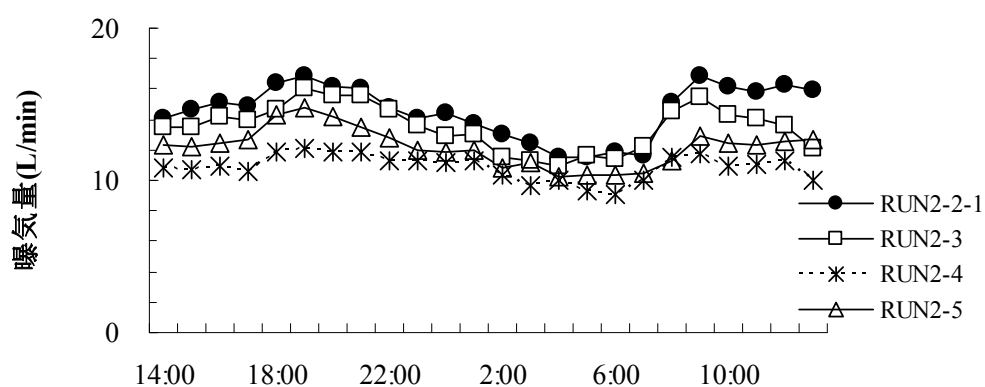


図 2-23 曝気量の経時変化

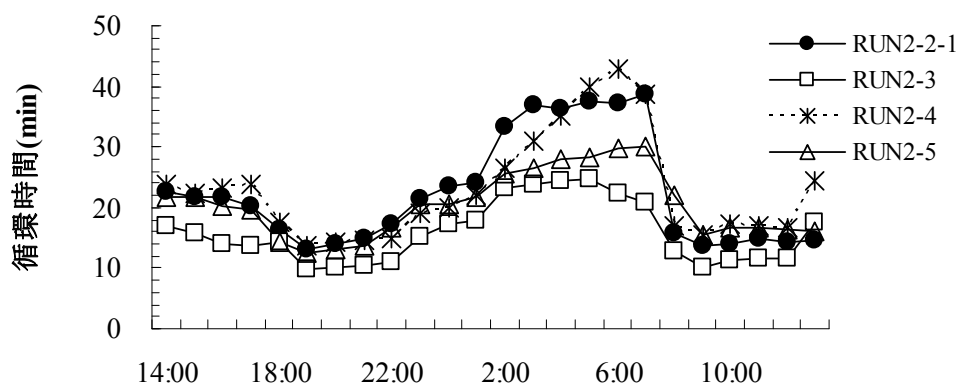


図 2-24 循環時間の経時変化

図 2-25 および図 2-26 に示されるように処理水中の窒素およびリン濃度はそれぞれ 3mg/L および 0.5mg/L 程度以下で、安定して除去が可能であった。

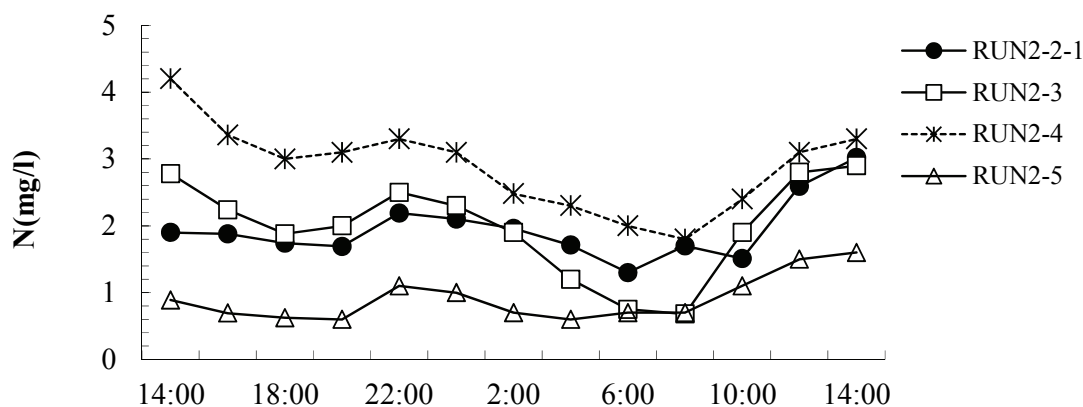


図 2-25 処理水 S-N 濃度の経時変化

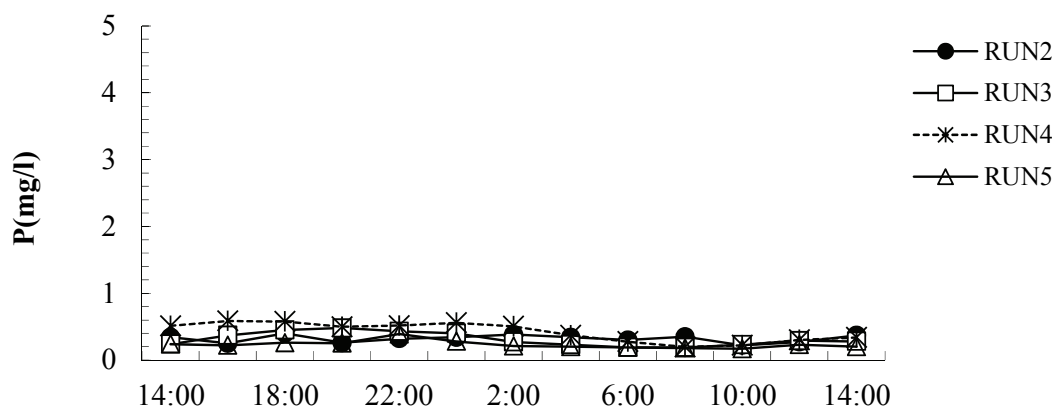


図 2-26 処理水 D-P 濃度の経時変化

2-3-3 固形物発生量および窒素引抜量

本法では窒素は余剰汚泥引抜および生物学的硝化脱窒により系外へ除去される。窒素収支を把握するためには、汚泥引抜量および脱窒反応に必要な水素供与体である有機物の収支を把握する必要がある。

従来設計手法では固形物発生量は流入 SS あたりの汚泥発生率⁵⁾や、流入水中の S-BOD, SS および MLSS に⁶⁾により計算される。これらの手法では水温などの影響が考慮されていない、有機物指標として BOD, SS などの物質収支がとれない指標を用いている、統計的手法により係数決定がされているなどの理由から物質収支モデルとの互換性に乏しい。

そこで以下に簡易な物質変換モデルを構築し、COD_{Cr} ベースでの物質収支から固形物発生量および N 引抜量を検討する。

(1) 物質変換モデルの概要

図 2-27 に COD_{Cr} を指標とした有機物の物質変換モデルを以下の仮定のもとに示す。

①微生物は従属栄養性細菌のみ考慮し、みかけ収率 Y_H , 最大比増殖速度 $\mu_{\max, H}$ で増殖し、

- 死滅係数 b_H で死滅後, 比率 f_H で生物難分解固形物 X_I となり, 残りは再生産に利用される.
- ②SRT の計算に用いる余剰汚泥は引抜汚泥と二次処理水 SS の合計とする. ただし, 処理水質の予測を目的としないためモデル計算上は最終沈殿池の固液分離効率を 100%とし, 放流水の固形物濃度は 0 とする. また, 沈殿池容積は SRT の計算に考慮しない.
- ③SRT は有機物除去に必要な程度に長く, 生物分解性 COD は固形性・溶解性ともに 100% が菌体増殖での利用および無機化されるものとする.
- ④生物難分解性 COD 中, 溶解性成分 S_I は処理水および余剰汚泥に未反応で流出する. 固形性成分 X_I は流入水由来および微生物の死滅により生成し, 余剰汚泥として排出される.
- ⑤流入水中の微生物は無視できる.

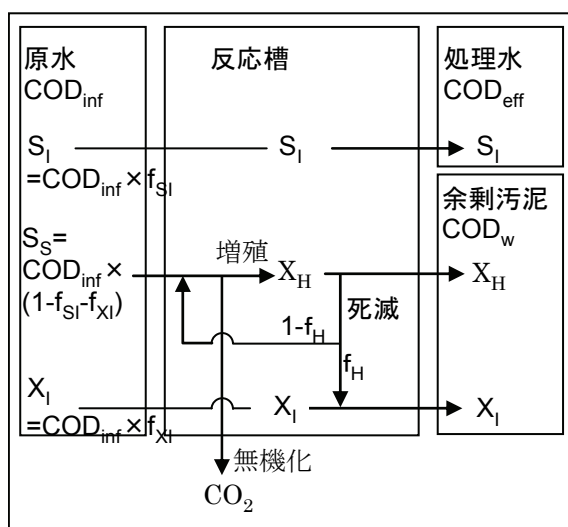


図 2-27 有機物物質変換モデル

ここで COD_{inf} : 流入水中の COD

S_I : 溶解性生物難分解性 COD

S_S : 生物分解性 (易分解+遅分解) COD

X_I : 固形性生物難分解性 COD

f_{SI}, f_{XI} : 各成分の流入 COD に対する比率

X_H : 従属栄養性細菌

f_H : 自己分解による生物難分解性 COD 発生率

窒素に関する物質変換モデルを図 2-28 に以下の仮定のもとに示す.

- ①窒素はアンモニア性窒素, 硝酸性窒素, 有機態窒素からなる. 有機態窒素は独自に定義せず COD 分画毎の濃度に成分変換係数を乗じて求める.
- ②流入硝酸性窒素濃度は無視できる.
- ③生物分解性の流入有機態窒素はすべてアンモニア性窒素に分解され, 一部が従属栄養性細菌の菌体合成に使われる.

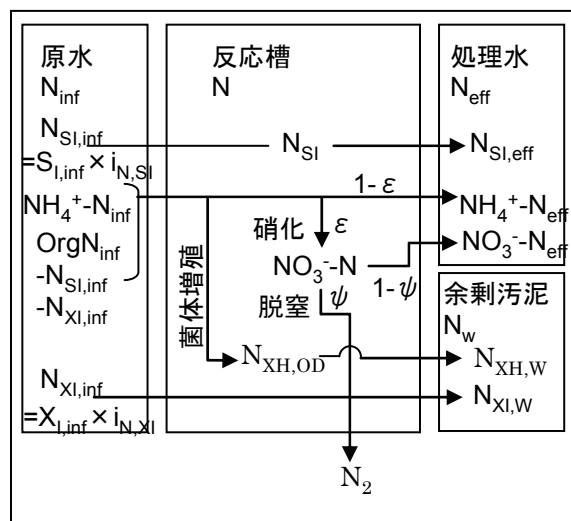


図 2-28 窒素物質変換モデル

ここで N_{inf} : 流入水中の全窒素(T-N)

N_{Sl} : 溶解性生物難分解性 COD 中の窒素

N_{Xl} : 固形性生物難分解性 COD 中の窒素

$OrgN_{inf}$: 有機態窒素

ε : 硝化率

ϕ : 脱窒率

N_{XH} : 従属栄養性細菌中の窒素

N_2 : 窒素ガス

(2) 流入水の分画

溶解性難分解性有機物比率 f_{Sl} は処理水中の S-COD の流入水水中の T-COD に対する比率から計算し $f_{Sl}=0.06$ を採用した. 固形性難分解性有機物比率 f_{Xl} は, 式(2-7)~(2-16)の各係数に文献値($Y_H=0.666$, $b_{H,20}=0.25$ $\theta_{bH}=1.029$, $f_H=0.2$)⁷⁾を与え, 反応槽 COD 濃度が実測値に一致するように最小二乗法により推定し, 平均値 0.26 を採用した.

(3) 系内固形物量 M および固形物発生量

系内固形物 COD 量は固形物滞留時間(SRT) θ の定義から以下の基本式を元に算出できる.

$$\text{固形物滞留時間 } \theta(d) = \frac{\text{系内固形物 } M(\text{gCOD})}{\text{固形物引抜量 } Q_w X_w (\text{gCOD/d})} \quad (2-8)$$

① 従属栄養性細菌量 $M_{H,OD}(\text{gCOD})$

定常状態での固形物引抜量は流入, 増殖, 死滅による正味の増加量に等しくなる. 流入水中の微生物は無視できるものとする,

$$\text{流入有機物による増殖量 } \Delta M_{H,OD} (\text{gCOD/d}) = Q_{inf} \times COD_{inf} \times (1 - f_{Sl} f_{Xl}) \times Y_H \quad (2-9)$$

$$\text{死滅量 } \Delta M_{H2_OD}(\text{gCOD/d}) = M_{H_OD} \times b_H \quad (2-10)$$

$$b_H = b_{H_20} \theta_{bH}^{T-20} \quad (2-11)$$

$$\text{死滅由来による増殖量 } \Delta M_{H3_OD}(\text{gCOD/d}) = \Delta M_{H2_OD} \times (1-f_H) \times Y_H \quad (2-12)$$

式(2-9)～(2-12)より増殖，死滅を考慮した正味の増殖量は

$$M_{H_OD}(\text{gCOD}) = \theta_{OD} (\Delta M_{H1_OD} - \Delta M_{H2_OD} + \Delta M_{H3_OD}) \quad (2-13)$$

ここで Q_{inf} ：流入下水量(m^3/d)

COD_{inf} ：流入水中の T-COD(mg/L)

Y_H ：従属栄養性細菌収率(gCOD/gCOD)

b_H ：従属栄養性細菌死滅係数($1/\text{d}$)

式(2-9)～(2-13)を M_{H_OD} について整理すると

$$M_{H_OD}(\text{gCOD}) = \frac{Q_{inf} \times COD_{inf} \times (1-f_{SI}-f_{XI}) \times Y_H}{1+b_H \times \theta_{OD} - (1-f_H) \times b_H \times Y_H \times \theta_{OD}} \theta_{OD} \quad (2-14)$$

②生物非分解性固形物(流入由来＋生物死滅由来)

流入由来と死滅による増加を考慮し，系内固形物量は式(2-15)で表される．

$$M_{I_OD}(\text{gCOD}) = Q_{inf} \times COD_{inf} \times f_{XI} \times \theta_{OD} + M_{H_OD} \times b_H \times f_H \times \theta_{OD} \quad (2-15)$$

③COD 固形物発生量

系内固形物量を $SRT(\theta_{OD})$ で割り固形物発生量を求める．

$$Q_W X_W(\text{gCOD/d}) = \frac{M_{H_OD} + M_{I_OD}}{\theta_{OD}} \quad (2-16)$$

④COD 固形物濃度

系内 COD 固形物量を反応槽容積 V_{OD} で割ると COD 固形物濃度 X_{OD} が計算できる．

$$X_{OD}(\text{gCOD/L}) = \frac{M_{H_OD} + M_{I_OD}}{V_{OD}} \quad (2-17)$$

⑤MLVSS 濃度

MLVSS 濃度 X_{VSS} は COD 固形物濃度 X_{OD} および変換係数 f_{cv} により算出する．ここで，変換係数は実験データより算出した値 $1.39(\text{gCOD/gVSS})$ を採用した．

$$X_{VSS}(\text{gVSS/L}) = \frac{X_{OD}}{f_{cv}} \quad (2-18)$$

(4) COD および N 収支

図 2-29 に累積流入 COD 量に対する全期間の累積発生固形物量のモデル計算値および実測値を COD，MLVSS および MLSS ベースで示した．モデルでは流入 COD 濃度 COD_{inf} ，流入水量 Q_{inf} ，水温 T および $SRT(\theta)$ から式(2-9)～式(2-18)を用いて計算を行った． SRT は RUN 毎の代表値を，それ以外は週 1 回の定期採水時のデータを用いて計算を行った．

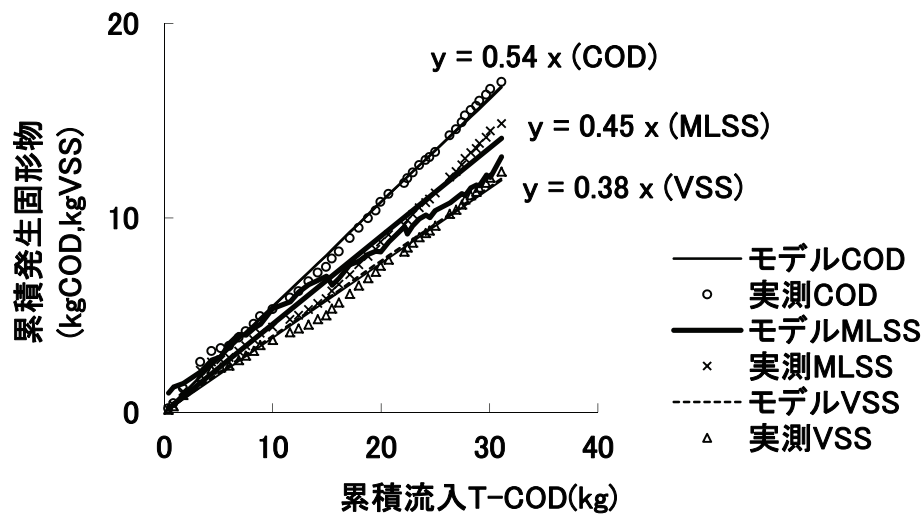


図 2-29 流入CODに対する固形物発生量

図 2-29 よりモデル計算値は実測値とよく一致しており、提示したモデルにより系内のCOD収支を表現できることがわかった。グラフの傾きから流入CODの約54%が固形物として引き抜かれたことがわかる。また約40%が無機化し、約6%が処理水中に流出した。

図 2-30 に定常モデルによる窒素収支の計算結果を示す。ここで有機態窒素は、COD分画中に対する成分変換係数 $iN_{SI}(=0.05)$, $iN_{XI}(=0.05)$ および $iN_{XH}(=0.07)$ を用いて計算した。成分変換係数は流入T-Nおよび処理水S-N濃度が計算値と一致するように設定した。

流入T-Nのうち18~23%が余剰汚泥として引き抜かれ、75~79%は潜在的には硝化脱窒が可能であるがアンモニア性窒素や硝酸性窒素として残存する可能性もある。

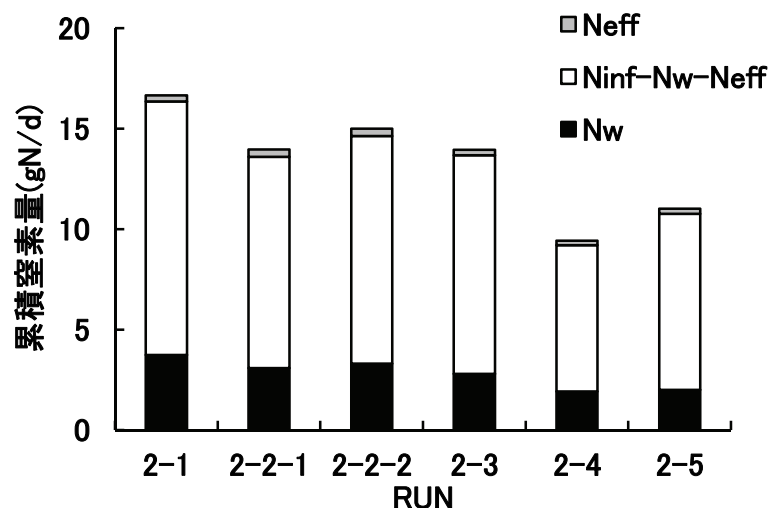


図 2-30 定常モデルによる窒素収支計算結果

2-3-4 硝化反応に必要な SRT および HRT

(1) 硝化菌保持のための設計条件

堺ら⁸⁾は ASRT 制御を運転管理に取り入れることで、高度処理をコンセプトとした間欠曝気式 OD 法の設計手法を提案している。間欠曝気式 OD 法では好気時間から ASRT が定義可能だが、単一槽内で空間的に DO 勾配を有する連続曝気式 OD 法では ASRT の定義が困難である。稲森ら⁹⁾は連続曝気式 OD 法で硝化菌の保持に必要な A-SRT の算出に好気ゾーン(DO \geq 0.5mg/L) 比を用いたが実験結果と一致しなかったとしている。

(2) ズーオン運転における硝化菌の比増殖・死滅速度

完全混合槽において硝化菌を系内に保持するための基本条件は式(2-19)で表される。ここで μ'_A は増殖と死滅を考慮したネットの比増殖速度を示す。SF は流入負荷変動に対する安全係数で、循環式硝化脱窒法で 1.2~1.5¹⁰⁾の値が示されている。また、高度処理 OD 法¹¹⁾では日間変動の大小により 2 つの式が示されており、変動比 2.7 の場合の SRT は日間変動が比較的小さい場合の式と比べて約 1.4 倍である。

$$\theta \geq \frac{SF}{\mu'_A} = \frac{SF}{\mu_A - b_A} \quad (2-19)$$

μ'_A は、式(2-20)のようにモノー型の動力学モデルを適用し、DO、水温、アンモニア性窒素濃度などの関数として表すことができる。なお、硝化菌の無酸素条件下での死滅が無視できる¹²⁾あるいは大幅に低下する¹³⁾ことを表現するため、死滅速度も DO の関数¹⁴⁾として表現した。

$$\mu'_A = \mu_{A,\max} \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4-A} + S_{NH_4}} \frac{S_O}{S_O + K_{O-A}} \frac{S_{ALK}}{S_{ALK} + K_{ALK-A}} - b_{A,\max} \frac{S_O}{S_O + K_{O-A}} \quad (2-20)$$

ただし $\mu_{A,\max} = \mu_{A,20} \theta_{\mu A}^{T-20}$, $b_{A,\max} = b_{A,20} \theta_{bA}^{T-20}$

ここで $\mu_{A,\max}$: 硝化細菌最大比増殖速度(1/d)

$b_{A,\max}$: 硝化細菌最大比死滅速度(1/d)

S_{NH_4} : OD 槽アンモニア性窒素濃度(mgN/L)

S_O : OD 槽溶存酸素濃度(mg/L)

S_{ALK} : OD 槽アルカリ度(mmolCaCO₃/L)

K_{NH_4-A} : 硝化細菌のアンモニア性窒素濃度に対する半飽和定数(mgN/L)

K_{O-A} : 硝化細菌の溶存酸素濃度に対する半飽和定数(mgN/L)

K_{ALK-A} : 硝化細菌のアルカリ度に対する半飽和定数(mmol/L)

OD 水路では DO 勾配があるため μ'_A に空間的分布が生じる。槽列数 N および各槽 DO が既知の場合は、各槽ごとの DO 値および比増殖速度を計算することができるが、実施 OD 水路では槽列数 N は明らかでない場合が多い。そこで、水路全体の平均比増殖速度 $\overline{\mu'_A}$ を以下の 2 通りの方法で計算し結果を比較した。参考文献¹⁵⁾より $\mu_{A,20}=1.00$, $\theta_{\mu A}=1.111$, $K_{O-A}=0.5$, $K_{alk-A}=0.5$, $b_{A,20}=0.15$, $\theta_{bA}=1.116$ とし、アンモニア性窒素濃度に関する半飽和定数は本式を組み込んだ活性汚泥モデルを用いたキャリブレーション¹⁶⁾により K_{NH_4} ,

$A=0.5$ を採用した.

①各槽の DO による計算値 $\overline{\mu'_{A_tot}}$

槽列数 N の完全混合槽列における各槽の DO による計算値を $\overline{\mu'_{A_tot}}$ とし式(2-21)で計算した. ただし, OD 水路内の高い循環倍率により DO 以外の水質項目は均一と仮定し, 定数 μ'_{A_max} に含めた.

$$\overline{\mu'_{A_tot}} = \mu'_{A_max} \sum_{i=1}^N \frac{1}{N} \frac{S_{O_i}}{S_{O_i} + K_{O_A}} \quad (2-21)$$

②好気ゾーン平均 DO による計算値 $\overline{\mu'_{A_ave}}$

まず好気ゾーン($DO \geq 0.5\text{mg/L}$) の平均 DO 値 S_{O_aer} を求め, 式(2-22)により好気ゾーンの平均比増殖速度 $\overline{\mu'_{A_aer}}$ を計算する.

$$\overline{\mu'_{A_aer}} = \mu'_{A_max} \frac{S_{O_aer}}{S_{O_aer} + K_{O_A}} \quad S_{O_aer} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N S_{O_i} (S_{O_i} \geq 0.5) \quad (2-22)$$

好気ゾーン以外では DO が低く硝化菌の増殖および死滅が無視できると仮定すると, OD 水路全体の平均比増殖速度 $\overline{\mu'_{A_ave}}$ は式(2-23)で計算できる.

$$\overline{\mu'_{A_ave}} = f_{aer} \times \overline{\mu'_{A_aer}} \quad (2-23)$$

ベンチスケール実験(データ数 41)で得られた DO 値 S_O の各槽平均値と標準偏差および $S_O/(S_O+K_{O_A})$ を図 2-31 に示す. 本データを用い式(2-21)および式(2-23)を用いて $\overline{\mu'_{A_tot}}$ および $\overline{\mu'_{A_ave}}$ を求め, μ'_{A_max} に対する比率を試算した.

$$\frac{\overline{\mu'_{A_tot}}}{\mu'_{A_max}} = \sum_{i=1}^N \frac{1}{N} \frac{S_{O_i}}{S_{O_i} + K_{O_A}} = 0.30 \pm 0.2(S.D.)$$

$$\frac{\overline{\mu'_{A_ave}}}{\mu'_{A_max}} = f_{aer} \times \frac{S_{O_aer}}{S_{O_aer} + K_{O_A}} = 0.375 \times \frac{1.37}{1.37 + 0.5} = 0.27 \pm 0.1(S.D.) \quad (2-24)$$

好気ゾーン比から求めた値は 0.27 で, 各槽の DO から求めた値より 1 割程度低く設計上の安全側に計算することができた. また好気ゾーン比を 0.25~0.625 に, 好気ゾーン平均 DO を 1~3mg/L に変化させて検討を行ったが同様の結果を得ることができた.

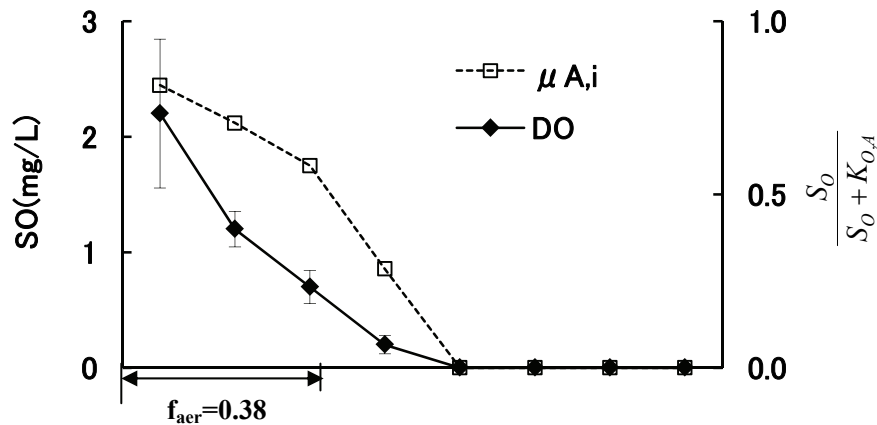


図 2-31 DO 勾配と $S_O/(S_O+K_{O,A})$

3) 硝化菌保持に必要な SRT

前項の検討結果より式(2-20)の S_0 に $S_{O, aer}$ を代入し求めた μ'_A に f_{aer} を乗じることで $\overline{\mu'_A}_{ave}$ を計算することができる。

ここで得られた $\overline{\mu'_A}_{ave}$ を式(2-19)の μ'_A に代入すると DO 勾配を有する系における硝化菌保持に必要な SRT の条件式(2-25)が得られる。

$$\theta \geq \frac{SF}{f_{aer} \frac{S_{O, aer}}{S_{O, aer} + K_{O-A}} \left(\mu_{A, max} \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4-A} + S_{NH_4}} \frac{S_{ALK}}{S_{ALK} + K_{ALK-A}} - b_{A, max} \right)} \quad (2-25)$$

実験結果より平均水質として $S_{NH_4}=1\text{mg/L}$, $S_{ALK}=1.5\text{mmol/L}$, $S_{O, aer}=1.4\text{mg/L}$ および $f_{aer}=0.375$ を代入した計算結果を図 2-32 に実線(安全係数 $SF=1.0$)および太線($SF=1.5$)で示した。なお、式(2-25)に代入すべき各水質は本来反応槽濃度であるが、2-2-3 で述べたように DO 以外の水質項目に対してリアクターは完全混合とみなせるので、処理水質を用いて解析した。また、同図に T 浄化センターおよび N 浄化センターの実験結果を RUN 毎に処理水アンモニア濃度別にプロットした。本図より、流入負荷変動比約 2、水温 $15\sim 30^\circ\text{C}$ の範囲で、安全係数 $SF=1.5$ の曲線より長い SRT を取ればアンモニア性窒素濃度が 2mg/L を下回ることが説明され、本手法の有効性が確認された。

以上の検討結果を用いれば、間欠曝気で定義される ASRT の算出および適用が難しい連続曝気のゾーン運転においても、硝化菌保持のための必要 SRT を算出することができる。

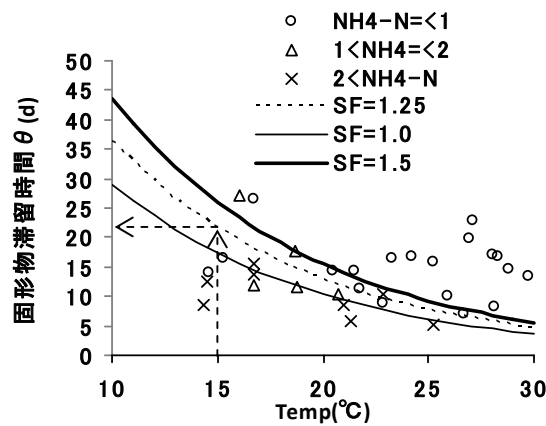


図 2-32 水温と必要 SRT

(4) 硝化菌保持に必要な HRT

必要 SRT が定まれば COD の物質収支計算により系内の固形物 COD 量が計算できる。次に固形物濃度を定めると固形物を保持するための反応槽容積 V が計算できる。式(2-17)および式(2-18)から式(2-26)が得られる。

$$V_{OD} = \frac{M_{H-OD} + M_{I-OD}}{X_{VSS} \times f_{cv}} \quad (2-26)$$

流入水量 Q と反応槽容積 V から式(2-27)を用いて水理的滞留時間 τ を計算できる。
MLVSS=3000mg/L, 水温 15°C の場合の SRT に対する HRT の計算結果を図 2-33 に示す。

$$\tau = \frac{V_{OD}}{Q_{inf}} = \frac{M_{H-OD} + M_{I-OD}}{X_{VSS} \times f_{cv}} \times \frac{1}{Q_{inf}} \quad (2-27)$$

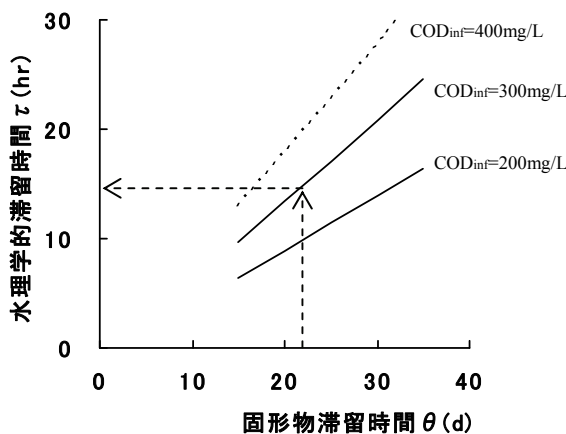


図 2-33 SRT, 流入 COD と HRT

例えば, 図 2-32 において設計最低水温 15°C, 安全係数 SF=1.25 とすると, 設計 SRT は 22d となる. 次に, 流入水中の COD 濃度 300mg/L とすると, 図 2-33 より設計 HRT は約 15 時間となる.

2-3-5 脱窒のための設計・操作因子

(1) 無酸素ゾーン比率と C/N 比

OD 法において良好な窒素除去を行うための無酸素条件として, DO が 0.1mg/L 以下のゾーンが全体の 25% 程度以上必要¹⁷⁾との報告がある. また, モデル実験およびシミュレーション結果に基づき, DO が 0.3mg/L 以下のゾーン (時間) が全体の 50% の条件が最適との報告¹⁸⁾もある. また, 藤原ら¹⁹⁾は連続曝気式の高負荷型 OD 法で無酸素ゾーン (DO が 0.1mg/L 以下) 比 0.5 程度で 85% 以上の DN 除去率を得ることができたとしている. また, 堺ら²⁰⁾は間欠曝気 OD 法で ASRT 制御を行い好気時間と無酸素時間の比を約 1:1 とすることで窒素除去率 85% を得ることができたとしている.

一方, 脱窒反応では化学量論比 2.86(mgCOD/mgN) の COD が無機化されるが, 実際には流入した有機物は好氣的酸化や菌体合成にも利用され, 無酸素時間流入 BOD と脱窒対象 N の比に関して, 間欠曝気式 OD 法では 4.9 以上⁸⁾, 単槽式嫌気好気活性汚泥法において 4.8 ~ 8.5¹³⁾などの値が報告されている.

しかし, 連続曝気式 OD 法で無酸素ゾーン比, 好気部の DO, 流入 COD 分画および処理水硝酸性窒素濃度などについて定量的に整理した例は少ない. そこで 2-3-3 で検討した物質収支に基づき, 脱窒反応に必要な COD と利用可能な COD の比率をもとに, 脱窒のため

の設計・操作因子について検討する。

(2) 脱窒可能な窒素量および必要 COD

物質収支で求めた硝化脱窒可能な窒素からアンモニア性として流出する分を差し引くと、脱窒可能窒素量が求められる。脱窒可能窒素量を 100%脱窒するために必要な COD は式(2-28)で求められる。

$$COD_{need} = \text{脱窒可能量} \times 2.86 \quad (2-28)$$

(3) 脱窒に利用可能な流入 COD

無機化可能な COD は、実際には好氣的酸化および脱窒の二つの反応経路により無機化される。それぞれの反応による従属栄養細菌の比増殖速度はモノー型の動力学モデルを用いて式(2-29)のように表される。なお、全ての従属栄養性細菌が脱窒を行うわけではないことを考慮し、脱窒反応に減少係数 η_{NO} を乗じた。

$$\mu_{H_aer} = \mu_{H_max} \frac{S_O}{K_{O_H} + S_O} \frac{S_S}{K_S + S_S} \quad (2-29)$$

$$\mu_{H_anox} = \mu_{H_max} \eta_{NO} \frac{K_{O_H}}{K_{O_H} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \frac{S_S}{K_S + S_S}$$

式(2-29)の S_O に各槽の DO を代入し各槽の比増殖速度が計算できる。高い循環倍率から DO 以外の水質項目は均一と考えると、 $S_O/(K_{O_H} + S_O)$ および $K_{O_H}/(K_{O_H} + S_O)$ が比増殖速度の空間分布を決定する。

図 2-34 にベンチスケール実験(データ数 41)における各槽の DO データ、 $S_O/(K_{O_H} + S_O)$ および $K_{O_H}/(K_{O_H} + S_O)$ の計算値を示す。パラメーターは表 2-8 に示される値を用いた。

各槽を DO 値を基準に好気ゾーン、無酸素ゾーンおよび中間ゾーン($0.1 < DO < 0.5 \text{ mg/L}$)に分けると、各ゾーンの系全体の比増殖速度に対する寄与率が計算できる。その結果、好氣的酸化は好気ゾーンが 84%、脱窒は無酸素ゾーンが 82% を占めそれぞれ支配的であり、その寄与率も両者ほぼ同等であった。

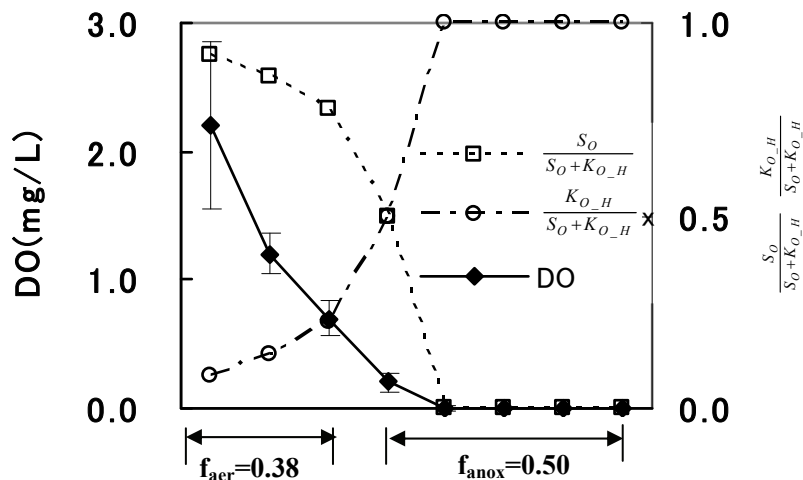


図 2-34 DO 勾配と $S_O/(K_{O_H} + S_O)$ および $K_{O_H}/(K_{O_H} + S_O)$

表 2-8 脱窒モデルのパラメーター

パラメーター	単位	設定値	
COD _{inf}	mg/L	300	流入 COD 濃度
f _{SI}	—	0.03	生物難分解性溶解性 COD 比率
f _{XI}	—	0.15	生物難分解性固形性 COD 比率
μ _H	1/d	6.0	従属栄養細菌比増殖速度
			温度係数 1.072
K _{O,H}	—	0.2	従属栄養細菌 DO 半飽和定数
K _{NO,H}	—	0.5	従属栄養細菌 NOx 半飽和定数
S _{O,aer}	mg/L	1.0	好気ゾーン平均 DO 濃度
S _{NO}	mg/L	1.0	NOx 濃度

以上の検討結果から、好氣的酸化と脱窒の2つの反応速度の比率を求める場合は、中間ゾーンを考慮しなくても問題ないと考えられる。

次に、μ_{H,aer}とμ_{H,anox}の比率の計算方法について、以下の2通りの方法を比較検討した。

①各槽の DO による計算

各槽の DO による OD 水路全体の平均比増殖速度の計算値を $\overline{\mu_{H,aer,tot}}$ と $\overline{\mu_{H,anox,tot}}$ とし式(2-30)により計算した。ただし、OD 水路内の高い循環倍率により基質濃度 S_s は均一と仮定し定数 μ'_{H,max} に含めた。

$$\overline{\mu_{H,aer,tot}} = \mu'_{H,max} f_{aer} \sum \frac{S_{O,i}}{K_{O,H} + S_{O,i}} (i=5 \sim 7) \quad (2-30)$$

$$\overline{\mu_{H,anox,tot}} = \mu'_{H,max} \eta_{NO} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} f_{anox} \sum \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_{O,i}} (i=1 \sim 4)$$

②ゾーンの平均 DO による計算

好気ゾーンの平均 DO 値 S_{O,aer} と無酸素ゾーンの平均 DO 値 S_{O,anox} を求め、式(2-31)により平均比増殖速度 $\overline{\mu_{H,aer,ave}}$ と $\overline{\mu_{H,anox,ave}}$ を計算する。

$$\overline{\mu_{H,aer,ave}} = \mu'_{H,max} f_{aer} \frac{S_{O,aer}}{K_{O,H} + S_{O,aer}} \quad (2-31)$$

$$\overline{\mu_{H,anox,ave}} = \mu'_{H,max} f_{anox} \eta_{NO} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_{O,anox}}$$

図 2-34 に示されるデータを用いて式(2-30)および式(2-31)により各比増殖速度を求め、μ'_{H,max} に対する比率を試算した。

$$\begin{aligned} \overline{\mu'_{H,aer,tot}} / \mu'_{H,max} &= 0.32, & \overline{\mu'_{H,aer,ave}} / \mu'_{H,max} &= 0.33 \\ \overline{\mu'_{H,anox,tot}} / \mu'_{H,max} &= 0.27, & \overline{\mu'_{H,anox,ave}} / \mu'_{H,max} &= 0.27 \end{aligned} \quad (2-32)$$

以上の検討結果から、「ゾーンの平均 DO」または「各槽の DO」のいずれの値を用いても、ほぼ等しい μ'_{H,max} に対する比率が計算されることが示された。

好氣的酸化と脱窒は関与する微生物が同一のため、各々の比増殖速度の比が各反応で無機化される COD の比に相当すると考えられる。その場合、脱窒で無機化される COD の比率 δ_{DN} は式(2-33)で計算できる。

$$\delta_{DN} = \frac{\mu_{H_anox_ave}}{\mu_{H_aer_ave} + \mu_{H_anox_ave}} \quad (2-33)$$

(4) 脱窒反応の利用可能 CODcr と必要 CODcr の比率

式(2-33)で求めた δ_{DN} を用いると潜在的に脱窒で無機化可能な有機物 COD_{DN} は式(2-34)で表される。

$$COD_{DN} = \text{無機化COD} \times \delta_{DN} \quad (2-34)$$

必要 COD に対する脱窒利用可能な COD の比率 COD_{DN}/COD_{need} が 1 以上であれば理論上は 100%脱窒が可能となる。式(2-28)および式(2-34)に表 2-8 に示す係数および設定値を与えた各 RUN 毎の COD_{DN}/COD_{need} の計算結果を図 2-35 の横軸に、処理水 $NO_x\text{-N}$ 濃度を縦軸にプロットした。

図より COD_{DN}/COD_{need} が 1 より大きければ処理水 $NO_3\text{-N}$ 濃度が 1mg/L 以下となりモデルの妥当性が示された。本モデルを用いることで、C/N 比、好気ゾーンの平均 DO 濃度および無酸素ゾーン比などをパラメーターとして、脱窒に利用可能な COD と必要 COD を定量的に計算することができる。また、各操作因子を変更することで、硝化反応と脱窒反応のバランスを考慮したプロセスの最適化を行うことも可能である。

例えば、流入水中の CODcr が 300mg/L でその 50%が無機化され、流入水中の T-N が 30gm/L（流入 C/N 比 10）でその 70%が硝化脱窒可能とする。また、式(2-32)の計算例を用いて $\delta_{DN}=0.27/(0.33+0.27)=0.45$ とすると、 $COD_{DN}/COD_{need}=(300 \times 0.5 \times 0.45)/(30 \times 0.7 \times 2.86)=1.12$ となり、脱窒に必要な有機物は十分に確保できると考えられる。

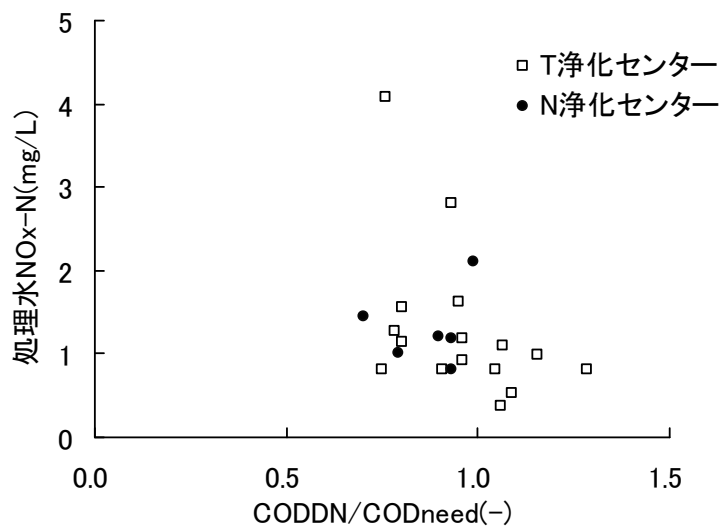


図 2-35 COD_{DN}/COD_{need} と処理水硝酸性窒素濃度

2-3-6 C/N 比が硝化・脱窒に与える影響の試算

(1) 計算条件

2-3-3 ～2-3-5 の検討結果を総括し、C/N 比が硝化および脱窒に与える影響の検討を表 2-9 に示される条件で行った。流入 T-N 濃度は固定とし、T-COD/T-N 比を全期間の平均値 7.5(S.D.=1.5)を参考に 5～10 の範囲で変化させた。表 2-9 に示した以外の計算条件は表 2-8, 図 2-31 および図 2-34 と同一としたが、好気・無酸素ゾーン比のみを図 2-36 の凡例に示すように三段階に変化させた。

表 2-9 計算条件

パラメーター	単位	設定値	
MLVSS	mg/L	3400	混合液 VSS 濃度
Temp	℃	15	水温
T-N _{inf}	mg/L	20	流入 T-N 濃度
τ	H	12	水理学的滞留時間

(2) 硝化および脱窒に与える影響

2-3-3 で示した COD 物質収支計算で MLVSS を固定すると、固形物滞留時間 θ が計算される。流入 T-N を固定し T-COD/T-N 比を大きくすると余剰汚泥量が増え θ が短くなる。ここで、式(2-25)で計算される必要 SRT を θ_{\min} とし、 θ の θ_{\min} に対する比率を計算した。 θ / θ_{\min} が 1 以上で大きいほど SRT に余裕があり安定した硝化が可能となる。

同様に、2-3-5 の検討結果を用いて $\text{COD}_{\text{DN}}/\text{COD}_{\text{need}}$ の比率を計算した。 $\text{COD}_{\text{DN}}/\text{COD}_{\text{need}}$ が 1 以上で大きいほど安定した脱窒が可能となる。

(3) 考察

図 2-36 に計算結果を示す。流入 T-N を固定し COD/N 比を変化させた場合、COD/N 比が小さいほど θ / θ_{\min} が大きくなり硝化には有利だが、脱窒には不利となることが示唆された。また、好気ゾーンと無酸素ゾーンの比によってもその関係は変化する。

本研究では COD/N 比 6.3～8.5 であったが、図 2-36 の黒実線(無酸素ゾーン比 0.5)の場合で考えると、硝化に比べて脱窒に余裕が無い条件だったことがわかる。このような低 COD/N 比の条件であっても良好な脱窒が可能であったのは、二点 DO 制御により好気ゾーン末端の DO を制御し無酸素ゾーンへの持込 DO を最小限にできたためと考えられる。

今回の試算例では COD/N 比が 10 の場合、好気ゾーンと無酸素ゾーンの比率は 3 : 4 程度が望ましいが、COD/N 比が 10 より小さい場合は好気ゾーンを小さく、COD/N 比が 10 より大きい場合は好気ゾーンを大きくとることが望ましい。ただし、この結果は流入水中の COD 組成や DO 設定値などによっても異なることに注意が必要である。

以上の検討結果より、流入 C/N 比、DO 分布、好気・無酸素ゾーン比および水温などの設計・操作因子を用いて、硝化反応と脱窒反応のバランスを考慮した最適設計が可能であることが示された。

好気ゾーン比	f_{aer}	0.25	0.375	0.5
無酸素ゾーン比	f_{anox}	0.625	0.5	0.375
SRT 安全率	θ / θ_{\min}	— — — —	— — — —	— — — —
脱窒 COD 比率	$\text{COD}_{\text{DN}}/\text{COD}_{\text{need}}$	— — — —	— — — —	— — — —

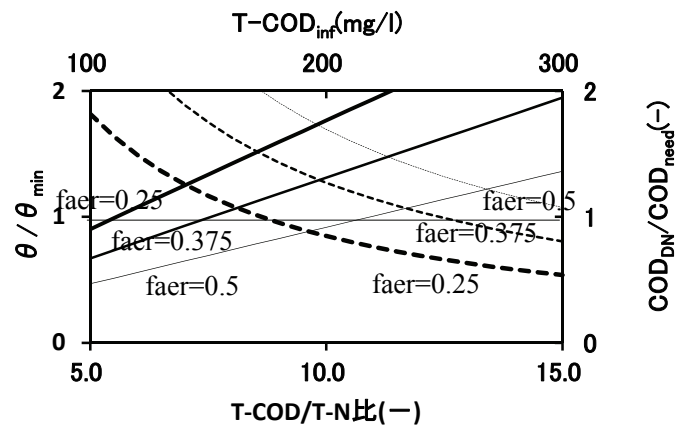


図 2-36 流入 C/N 比と必要無酸素ゾーン比

2-3-7 流入負荷と平均酸素消費速度 (OUR)

2-3-4 ～2-3-6 の検討結果より好気・無酸素ゾーン比やゾーン平均 DO，すなわち OD 水路内の DO 勾配が硝化・脱窒反応の重要な設計・操作因子であることが示された．DO 勾配は曝気部の制御 DO 値，活性汚泥の酸素消費速度(OUR)および OD 水路循環時間から計算することができる．

高負荷二点 DO 制御法では流入変動により変化する OUR に対して曝気量および循環流速を変化させて DO 勾配を一定に保つが，制御範囲の検討にあたっては定常状態での流入負荷と OUR の関係を把握することが設計上重要となる．2-3-3 の COD および N 収支の計算結果を式(2-35)に代入すると必要酸素量の日間平均値が計算できる．

$$\text{必要酸素量}(\text{gO}_2/\text{d}) = \text{無機化 COD} - \text{脱窒 N} \times 2.86 + 4.57 \times \text{硝化 N} \quad (2-35)$$

上記で求めた必要酸素量から，曝気に必要な散気装置および送風機の仕様を決定することができる．次に，平均 OUR は式(2-36)を用いて計算する．

$$\text{OUR}_{\text{モデル}}(\text{mg/L/hr}) = \frac{\text{必要酸素量}(\text{gO}_2/\text{d})}{\text{好気容積}(\text{L})} \times \frac{1000}{24} \quad (2-36)$$

OUR の実測値は好気ゾーンの 2 箇所の DO 値および循環時間 T_R を用いて，式(2-37)より計算される．

$$\text{OUR}_{\text{実測}}(\text{mg/L/hr}) = \frac{DO_1 - DO_2}{T_{R1,2}} \quad (2-37)$$

図 2-37 に定常モデルより求めた OUR と実測の OUR の経日変化をプロットした。モデルによる計算値と実測値はよく一致し、流入水質条件および運転条件から平均 OUR を精度よく予測できることが示された。

以上の検討結果より、流入条件および物質収支から二点 DO 制御の設計・操作因子の一つである系内の OUR を計算することができ、計算した OUR を用いれば適正な好気ゾーンおよび無酸素ゾーンを維持するための循環流量や DO 設定値の検討を行うことができる。

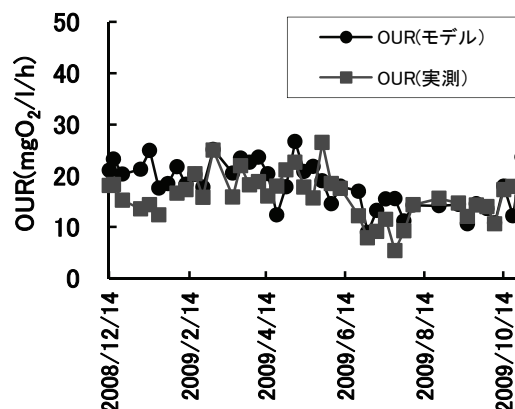


図 2-37 OUR の計算値と実測値

2-3-8 通日採水データを用いた物質収支の検討

(1) 概要

2-3-3 では定期採水データと定常モデルを用いた物質収支の検討を行った。ここでは、通日採水のデータを用いてより詳細なプロセス中での各物質（有機物、窒素、リン）の挙動を検討する。計算には N 浄化センターで行った通日試験（RUN2-2-1）のデータを用いるが、菌体収率に関しては 2-3-3 の計算結果を用いる。

有機物（COD）および窒素の収支では、 CO_2 および N_2 ガスとして大気中へ気化する分画があるため、測定データのみでは計算を閉じることができない。従って、流入量から流出と余剰汚泥量を差し引いた量を気化成分として計算を行う。この場合、余剰汚泥量の正確な推定が必要になるため、2-3-3 で検討したように長期データを用いた物質収支モデルを用いて収率の計算を行う。これは系内の固形性成分（ストック）が 1 日当りの余剰汚泥引抜量（フロー）の SRT（20～30）倍あり、1 日間の収支計算においてストックの変化量（蓄積）の誤差影響が大きいことから、収率の推定にはある程度長期間（SRT の数倍）のデータを用いることが望ましいためである。

一方、リンは揮発しないため、測定データのみで収支計算を閉じることが可能である。

図 2-38 に物質収支計算におけるフローを示す。

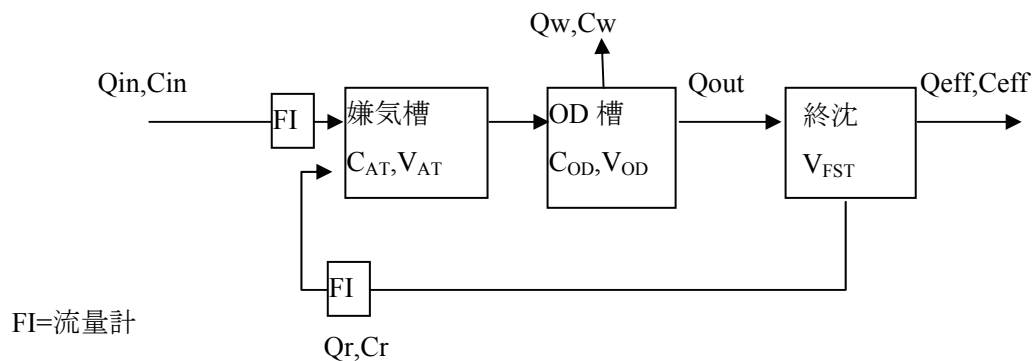


図 2-38 物質収支検討フロー (N 浄化センター, ベンチスケール実験)

(2) 水量収支

ここでは嫌気槽, OD 槽および終沈の水位 (水量) は変化しないものと仮定し, 水量収支を検討する. この場合, 式(2-38)に示すように原水流量から汚泥引抜量を引いたものが流出量となる. 原水および返送汚泥の流量データは 1 時間積算値を用い, 引き抜き量はその都度メスシリンダーで測定した.

$$Q_{\text{eff}} = Q_{\text{in}} - Q_w \quad (2-38)$$

ここで Q_{eff} : 流出量(m^3/d)

Q_{in} : 流入量(m^3/d)

Q_w : 汚泥引抜量(m^3/d) 分析サンプル採取量含む

図 2-39 に水量収支の計算結果を示す. 流入水量の約 6% が系外へ引き抜かれ, 94% が処理水として流出した. なお, 通日試験においては 2 時間おきにサンプルを採取するため, 採水による引抜量が通常より多くなる. そのため, 余剰汚泥の引き抜きは行わなかった.

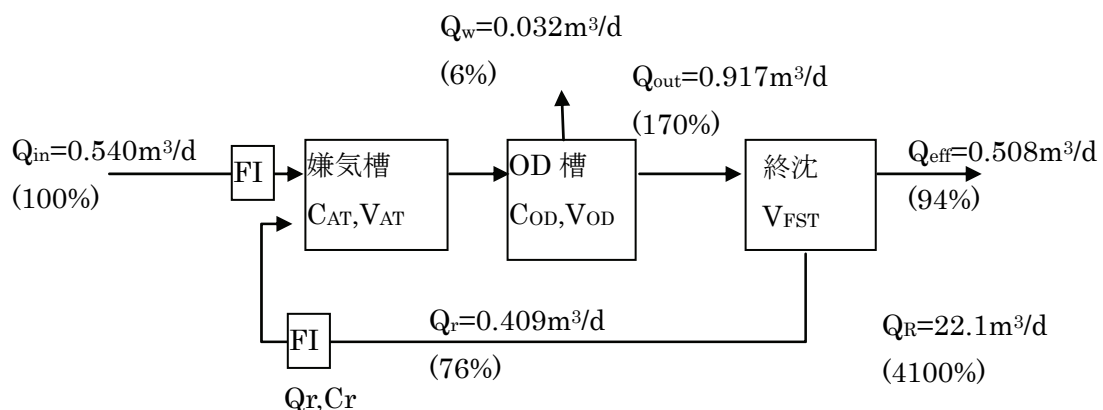


図 2-39 水量収支 (RUN2-2-1 通日試験)

(3) 窒素収支

まず嫌気槽，終沈での脱窒量を求め，次に OD 槽での脱窒量を計算し系全体での収支を検討する．

①嫌気槽，終沈での脱窒

嫌気槽内では汚泥の可溶化による $\text{NH}_4^+\text{-N}$ の増加の可能性があるが，硝化による $\text{NO}_x\text{-N}$ の増加は起こらないと考えられるため， $\text{NO}_x\text{-N}$ を指標として用いる．水質データは 2 または 4 時間おきの測定データを線形補完して用いた．

嫌気槽での脱窒量

$$= \Sigma (Q_{in} \cdot N_{in}) + \Sigma (Q_r \cdot N_r) - \Sigma \{ (Q_{in} + Q_r) \cdot N_{AT} \} - \Delta N_{AT1} \cdot V_{AT1} \quad (2-39)$$

終沈での脱窒量

$$= \Sigma (Q_{out} \cdot N_{OD}) - \Sigma (Q_{eff} \cdot N_{eff}) - \Sigma \{ (Q_r + Q_w) \cdot N_r \} - \Delta N_{eff} \cdot V_{FST} \quad (2-40)$$

②余剰汚泥(流出固形成分含む)

ここではまず 2-3-3 の検討結果より余剰汚泥 T-N の総量を流入 T-N の 22%として計算する．次に，発生した余剰汚泥 T-N のうち一部が終沈より SS 成分として流出したと考え，余剰汚泥の総量から流出固形成分を差し引くことで引抜汚泥（蓄積含む）分を求める．

引抜(蓄積)N+流出固形成分 N

$$= \Sigma (Q_{in} \cdot P \cdot N_{in}) \times 0.22 \quad (2-41)$$

$$\text{引抜(蓄積)N} = \Sigma (Q_{in} \cdot P \cdot N_{in}) \times 0.22 - \Sigma (Q_{eff} \cdot P \cdot N_{eff})$$

③系全体での脱窒量

系全体での脱窒量は下式より算出する．

系全体での脱窒量

$$= \text{流入 T-N 量} - \text{流出 S-N 量} - \text{余剰汚泥移行量} \quad (2-42)$$

$$= \Sigma (Q_{in} \cdot T \cdot N_{in}) \times (1 - 0.22) - \Sigma (Q_{eff} \cdot S \cdot N_{eff})$$

④OD 槽での脱窒量の計算

OD 槽内では硝化と脱窒が同時に進行しているため，下式により間接的に脱窒量を推定する．

$$\text{OD 槽での脱窒量} = \text{系全体の脱窒量} - (\text{嫌気槽での脱窒量} + \text{終沈での脱窒量}) \quad (2-43)$$

窒素収支の計算結果を図 2-40 に示す．流入窒素のうち約 7 割が脱窒され，2 割が余剰汚泥に移行した．流出 T-N のうち約 4 割が余剰汚泥由来の固形成分であった．固形成分の流出は最終沈澱池の固液分離性能の影響を受けるため，流出分については固形成分と溶解性を分けて示している．図中の流出(固形成分)と余剰(蓄積)の和が余剰汚泥への移行分となる．脱窒反応は約 9 割が OD 槽で，1 割弱が終沈で生じ，嫌気槽ではほとんど生じていなかった．これは返送汚泥中の硝酸性窒素がほぼ検出されなかったことと符合しているが，結果的に嫌気槽へ流入した BOD 成分が生物リン除去へ有効に利用されたことを示唆している．

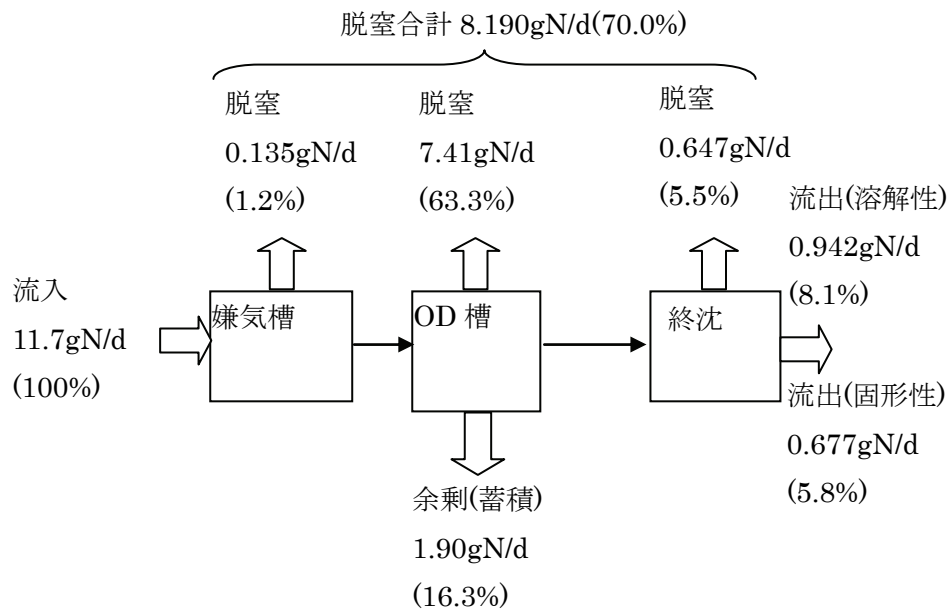


図 2-40 窒素収支 (RUN2-2-1 通日試験)

4) COD 収支

ここでは 2-3-3 の検討結果を利用して系全体での COD 収支を検討したのち、窒素収支の結果と脱窒反応の化学量論比を用いて、無機化した COD 成分のうち代謝経路（好氣的酸化，脱窒）の割合について検討する。

①系全体での COD 収支

2-3-3 の検討結果より余剰汚泥 COD は流入 COD の 53%とし、無機化した COD を下式より算出した。また、余剰汚泥 COD の一部が終沈より SS 成分として流出したと考え、余剰汚泥 COD から流出固形性 COD を差し引くことで、引抜汚泥(蓄積)COD を求めた。

$$\begin{aligned}
 \text{無機化 COD 量} &= \text{流入 T-COD} - \text{流出 S-COD} - \text{余剰汚泥 T-COD} \\
 &= \sum \{Q_{in} (T-COD_{in} - S-COD_{eff})\} - \sum (Q_{in} \cdot T-COD_{in}) \times 0.53 \quad (2-44) \\
 \text{引抜(蓄積)COD} &= \sum (Q_{in} \cdot T-COD_{in}) \times 0.53 - \sum (Q_{eff} \cdot P-COD_{eff})
 \end{aligned}$$

②硝酸呼吸（脱窒）による COD 減少量(無機化量)

硝酸の脱窒に必要な COD_{cr} の化学量論比 2.86 と、窒素収支で求めた脱窒量を用いて、脱窒による COD 無機化量を計算した。

$$\text{無機化 COD 量(脱窒)} = \text{脱窒 N 量} \times 2.86 \quad (2-45)$$

③好氣的酸化による COD 減少量（無機化量）

全無機化量から脱窒による無機化量を差し引いて下式より求めた．

$$\text{無機化 COD 量(好氣的酸化)} = \text{脱窒 N 量} \times 2.86 \quad (2-46)$$

COD 収支の計算結果を図 2-41 に示す．流入 COD のうち約 5 割強が余剰汚泥に移行し，その一部が固形成分として処理水中にも流出した．また，流入 COD の約 4 割が無機化し，その内訳は好氣的酸化が 6 割，脱窒反応による無機化が 4 割であった．仮に，無機化がすべて好氣的に進行した場合を基準とすると，脱窒反応により必要酸素量を 6 割削減できたこととなる．また，流入 COD の約 5%が溶解成分として処理水中に流出した．

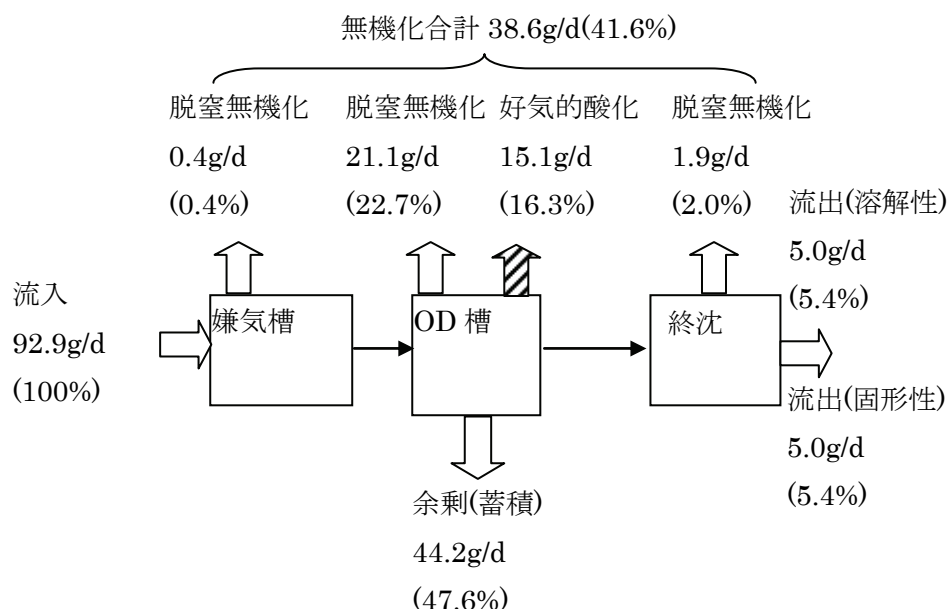


図 2-41 COD 収支 (RUN2-2-1 通日試験)

(5) リン収支

リンは下水処理プロセス中では気化しないため，系内および各槽間で物質量は保存される．しかし，リンの形態は嫌気槽でのリン放出や OD 槽での過剰摂取などにより変化する．ここでは，まず系全体の T-P 収支を検討したのち，槽毎の形態変化について検討を行う．形態変化は $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ を指標として用いて嫌気槽，OD，終沈でのリン摂取・放出量を検討する．なお，摂取を＋，放出を－とする．

計算の前提として，OD 槽内のリン濃度は均一で，嫌気槽での固形物可溶化による増加は無視できると仮定する．

①系全体でのリン収支

系全体でのリン収支は下式で表される．COD，N の場合と異なり左辺と右辺をそれぞれ

独立に計算可能であるため，その計算結果を比較する．

余剰汚泥 P 量＝流入 T-P－流出 S-P

$$\text{余剰汚泥 P 量} \times \text{汚泥 P/COD 比} = \Sigma \{Q_{in} (T-P_{in} - S-P_{eff})\} \quad (2-47)$$

図 2-42 にリンの収支計算結果を示す．ここで余剰汚泥 P 量は，図 2-40 に示した COD 引抜量 49.2g/d および実験日の第 8 槽の P-P/P-COD 平均値 (1.98%) を用いて計算した．各項を独立して計算した結果，流入量を 100%とした場合に約 19%の不明分が生じた．

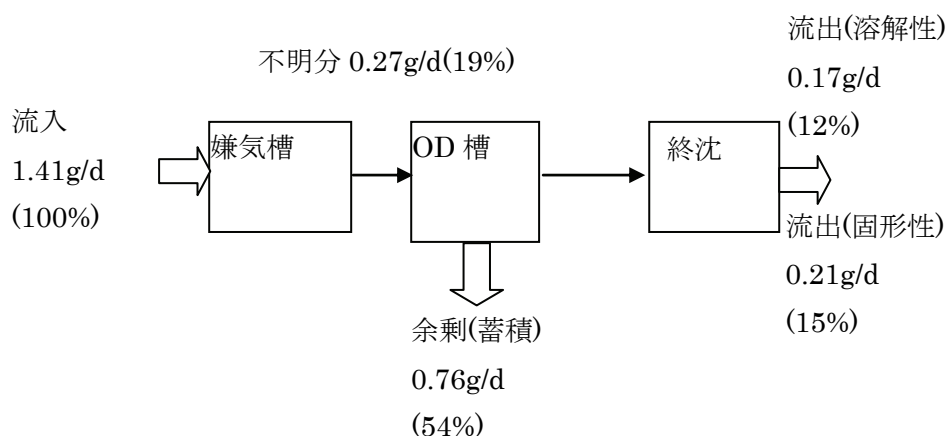


図 2-42 リン収支 (RUN2-2-1 通日試験)

②リンの形態変化

各槽でのリンの摂取(放出)量を下式より計算した．ここではオルトリンを指標とした．

嫌気槽での摂取(放出)量

$$= \Sigma (Q_{in} \cdot P_{in}) + \Sigma (Q_r \cdot P_r) - \Sigma \{ (Q_{in} + Q_r) \cdot P_{AT} \} - \Delta P_{AT} \cdot V_{AT}$$

OD 槽での摂取(放出)量

$$= \Sigma \{ (Q_{in} + Q_r) \cdot P_{AT} \} - \Sigma (Q_{out} \cdot P_{OD}) - \Delta (P_{OD} \cdot V_{OD}) \quad (2-48)$$

終沈での摂取(放出)量(流出分) = $\Sigma \{ Q_{eff} (P_{OD} - P_{eff}) \}$

終沈での摂取(放出)量(返送汚泥分) = $\Sigma \{ Q_r (P_{OD} - P_r) \}$

図 2-43 にリンの形態変化の計算結果を示す．オルトリンの放出は主として嫌気槽で生じており放出量全体の約 8 割を占めた．終沈では系全体の放出量の 2 割が生じたが，その約 8 割が返送汚泥として嫌気槽に返送され，処理水側に流出したのは 2 割（放出量全体の約 4%）であった．RUN2-2-1 の終沈での水量分配比率が返送／流出＝0.409/0.508＝0.81 であるのに対し，放出されたオルトリンの比率は約 4 と高く返送汚泥側にオルトリンが濃縮されていることから，終沈での二次放出は水深方向に均一ではなく汚泥濃度の高い最終沈

澱池の下部で生じていると考えることができる。

また，系内における放出量の合計 2.38g/d に対して，OD 槽で 2.72g/d の摂取が行われており，過剰摂取による生物リン除去が行われたと考えられる。

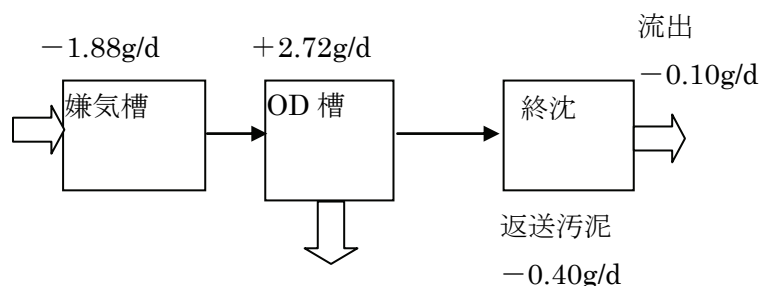


図 2-43 リンの形態変化 (RUN2-2-1 通日試験)

第 4 節 結語

高負荷二点 DO 制御 OD 法の処理特性を把握し，その設計・操作因子を検討するために 2 箇所の処理場で同一のベンチスケール実験装置を用いた実下水の連続処理実験を行い，以下の知見を得た。

OD 槽内の 2 箇所の DO 値を独立に自動制御する二点 DO 制御により，流入負荷の変動にもかかわらず系内の DO 勾配を一定に保つことができ，述べ 4 年間の 2 箇所の処理場における処理水 S-N 濃度の平均値が各々 2.8mg/L および 2.5mg/L と極めて引き処理水窒素濃度を安定して得ることができた。

OD 槽の全段に嫌気槽を設けることで，嫌気槽でのリン放出と OD 槽での過剰摂取が観察された。T 浄化センターにおける処理水 S-N 濃度は嫌気槽を設置しなかった場合の平均値 2.0mg/L に対して，設置した場合の平均値が 0.5mg/L で高い除去効果を得ることができた。

流入負荷の変動に対する制御特性を把握するために行った通日試験の結果から，流入 BOD 容積負荷の変動による OUR の変動に追従して，曝気量および循環流量が制御され，DO 勾配が一定に保たれることを確認した。また，結果として処理水中の窒素およびリン濃度も安定して低濃度に保たれることを確認した。

週 2 回の定期採水分析の結果から，流入水分画に基づく COD および窒素に関する物質変換モデルを作成し，系内の定常物質収支について実際の固形物発生量を再現できることを確認した。また，モデルに基づき計算した OUR と実測の OUR が一致することを確認した。この結果を用いて，プロセスの基本的な物質収支を把握できるほか，二点 DO 制御 OD 法の重要な設計・操作因子である OUR を計算することができる。

ゾーン運転を行い DO が流れ方向に連続的に変化する条件における硝化菌保持のための必要 SRT について，モノー型の動力学モデルを適用し，実験データと対比することでその

有効性を確認した。これにより、水温や DO 分布を考慮した必要 SRT を定量的に計算することが可能となった。

また、ゾーン比率や C/N 比を考慮した脱窒利用可能 COD 比率を検討し、処理水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度との相関性からモデルの妥当性を確認した。これにより、流入 C/N 比、DO 分布、好気・無酸素ゾーン比および水温などの設計・操作因子を用いて、硝化反応と脱窒反応のバランスを考慮した最適設計が可能であることが示された。

通日採水のデータを用いて詳細な物質収支の検討を行い、脱窒反応の 9 割が OD 槽で生じていること、無機化 COD のうち 6 割が脱窒反応により酸化されていることなどを明らかにした。

-
- ¹⁾ W.W.Eckenfelder Jr. D.J.O'Connor, (岩崎重久 訳), コロナ社(1965) : 排水の生物学的処理
 - ²⁾ 社団法人 日本下水道協会, 下水道施設設計指針と解説(2009)、後編、p310
 - ³⁾ Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling(2003), Water Environment Research Foundation
 - ⁴⁾ 千草 薫, 産業用水調査会, 図説 微生物による水質管理 p.61-65
 - ⁵⁾ 日本下水道協会(2004), 規模下水道計画・設計・維持管理指針と解説, 2004 年版, p.225
 - ⁶⁾ 日本下水道協会 (1994), 高度処理施設設計マニュアル (案), p.105
 - ⁷⁾ M. Henze, M. C. van Loosdrecht, G. A. Ekama, D. brdjjanovic (2008), Biological Wastewater Treatment, IWA publishing, p.58
 - ⁸⁾ 堺好雄, 三宅晴男, 若山正憲(2002), オキシゲーションデイチ法の新しい設計手法について, 下水道協会誌, Vol.39, No.471, pp.85-101
 - ⁹⁾ 稲森奨, 藤原拓, 大年邦雄, 中町和雄, 津野洋, 西村文武 (2007), 第 44 回下水道研究発表会講演集, pp.745-747
 - ¹⁰⁾ 日本下水道協会(2009), 下水道施設計画・設計指針と解説, 後編, 2009 年版,p.166
 - ¹¹⁾ 同上, p.187
 - ¹²⁾ R. Manser, W. Gujjer, H. Siegrist (2006), Decay processes of nitrifying bacteria in biological wastewater treatment systems, Water Research, Vol.40, No.12
 - ¹³⁾ 大庭真治, 酒井好雄(1994), 単槽式嫌気好気活性汚泥法における下水処理特性, 下水道協会誌論文集, Vol.12, pp.16-33
 - ¹⁴⁾ 津野洋, 宗宮功, 山田登志夫, 西村文武 (1994): 単一槽型高負荷脱窒素反応器のモデル化と操作因子に関する研究, 土木学会論文集, No.503, II -29, pp.149-158
 - ¹⁵⁾ M. Henze, W. Gujer, T. Mino, T. Matsuo, M. C. Wentzel, G. v. R. Marais, M. C. M. Van Loosdrecht (1999), Activated sludge model No.2d, Water Science and Technology, Vol.39, No.1, pp.165-182
 - ¹⁶⁾ 中町和雄, 藤原拓 (2008), 活性汚泥モデルを用いた二点 DO 制御高負荷型 OD 法の運転条件の検討, 学会誌「EICA」, Vol.13, No.2-3, pp.167-170
 - ¹⁷⁾ 清水達雄, 工藤憲三, 泥俊和, 那須義和(1992), 実施設のオキシゲーションデイチにおける有機物, 窒素およびリン除去, 下水道協会誌論文集, Vol.6, pp.41-51
 - ¹⁸⁾ 中村豊, 木原敏, 川島晋(1990), 1 点酸素供給型オキシゲーションデイチ法における硝化, 脱窒の動力学解析, 水処理技術, Vol.31, No.8, pp.409-418

¹⁹⁾ 藤原拓，稲森奨，中町和雄，大年邦雄，西村文武，津野洋（2008），高負荷オキシデーション
デイチ法における実下水からの有機物・窒素同時除去の操作因子に関する研究，下水道協会
誌論文集，Vol.45，No.552，pp.121-131

²⁰⁾ 堺好雄，三宅晴男，若山正憲(2002)，オキシデーションデイチ法の新しい設計手法について，
下水道協会誌，Vol.39，No.471，pp.85-101

第 3 章 散気式 OD システムの装置特性の検討

第 1 節 序説

高負荷二点 DO 制御 OD 法を実規模へスケールアップするために、曝気と攪拌を独立に運転可能な散気式 OD システムを導入した。従来の散気式 OD システムは水流発生装置を固定速で運転しており、流速と曝気量を独立に制御した場合の OD 槽内の流動特性について報告された例は少ない。また、今回用いた縦軸水流発生装置は本実験のためにオランダより技術導入した装置であるが、海外でも固定速の運転事例しかない。

本章では、実装置の流動特性や酸素供給性能などが二点 DO 制御の設計操作因子に及ぼす影響などを明らかにするために清水実験を行い結果を考察する。水流発生装置の回転数、曝気量、水深などを変化させた場合の流速測定、流動特性を把握するためのトレーサ試験、酸素溶解効率を求めるための K_{La} 試験を行い、攪拌動力と曝気動力について考察した。

第 2 節 実験方法

3-2-1 実験水槽

実験に用いた水槽は、馬蹄形 RC 製無終端水路で水路幅 4.5m、水路長約 165m である。水深は 2.5m を基準とし、水深を変化させた実験も行った。

図 3-1 に実験設備の概要を示す。OD 槽は現場打ちコンクリート製で覆蓋されている。図中 A～H の各断面および流入部、流出部には測定用の開口が有り、各種測定・採水が可能である。

3-2-2 実験装置

馬蹄形水槽の 2 箇所のコーナー部に設置した縦軸水流発生装置にて無終端水路内に循環流を発生するとともに、槽外の送風機室内に設置した 3 台（うち 1 台予備）の送風機から直線部槽底に設置したメンブレン式散気装置（32 枚/基×6 基）にて曝気を行った。OD 槽内の実験装置写真を写真 3-1 に示す。

縦軸水流発生装置は 16 枚の攪拌羽根を有し、槽上の駆動装置および軸受により懸垂され低速で回転する。水深方向に均一な理想的な押し出し流れを発生するために羽根形状は池底から水面上まで伸びている。水流発生装置の模式図を図 3-2 に示す。

各機器は水流発生装置の回転数 13.2～26.3rpm および空気量 0～20.5m³/min の範囲で変化させた。諸元を表 3-1 に示す。

表 3-1 実験装置緒元

装置名	形式	仕様	台数
水流発生装置	縦型	φ 1.6m, 4kW	2
送風機	ルーツ式	11m ³ /min, 30kPa, 11kW	3(1)
散気装置	メンブレン式	7Nm ³ /h/枚	192

※括弧内は予備機の台数

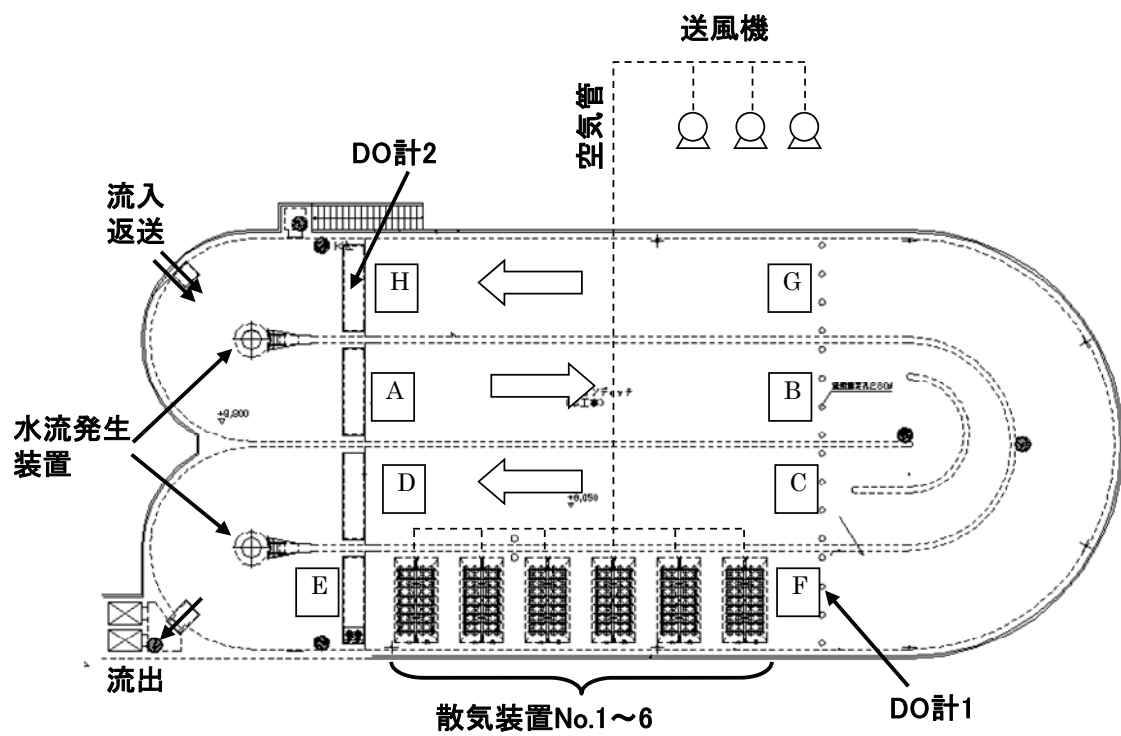


図 3-1 実験設備概要



写真 3-1 実験設備（左：縦軸水流発生装置，右：散気装置）

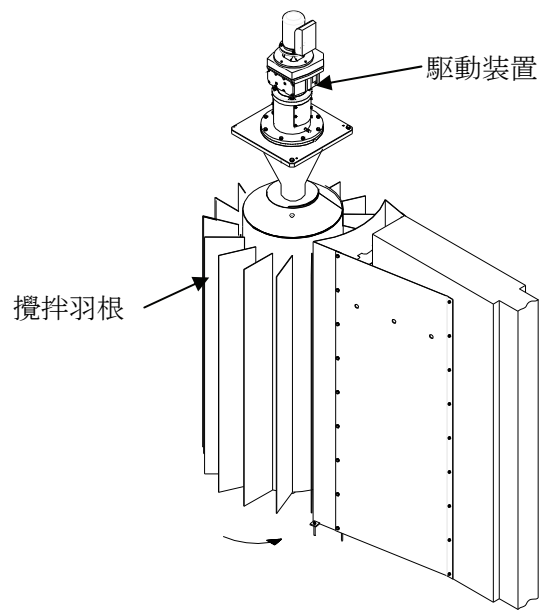


図 3-2 縦軸水流発生装置模式図

3-2-3 流速測定

OD 水路内の平均流速，流速分布を求めるため流速測定を行った．

三次元電磁流速計（アレック電子，ACM300-A）を用いて，図 3-1 に示す断面 A～H で測定を行った．各断面の測定点は図 3-3 に示す 20 箇所とした．測定データは x，y，z 方向流速および合成ベクトルデータとして PC に転送し，1 地点 10 回の平均値を測定値として記録し，ハードディスク上に記録した．

なお，実験は主として水深 2.5m で行い，必要に応じて 2.0m，1.5m でも実験を行った．そのため以降で特に注記のない場合，水深 2.5m の結果を示す．

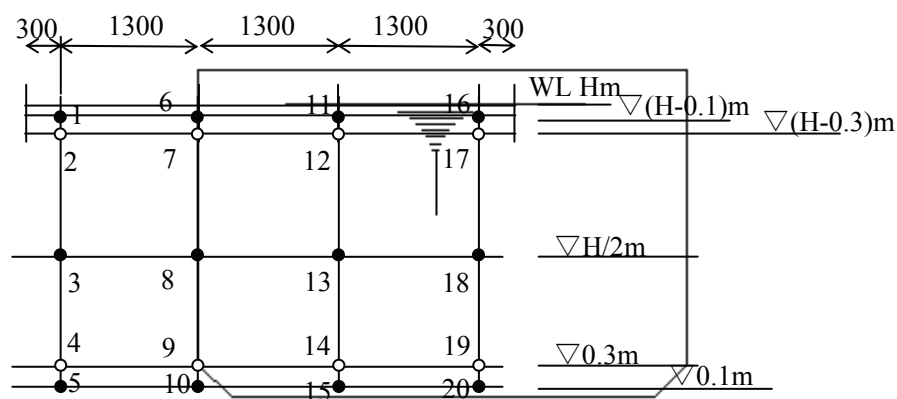


図 3-3 測定断面の平面配置図

※数字は測定断面を上流側から見たときのポイント番号

※○印は 12 ポイント/断面の場合，測定せず

表 3-2 に実験条件の一覧を示す。

表 3-2 流速測定実験条件一覧表

曝気量 回転数	0 (Nm ³ /min)			5.5 (Nm ³ /min)			11 (Nm ³ /min)			16.5 (Nm ³ /min)			20.5 (Nm ³ /min)		
水深(m)	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5
6.6(rpm)		△	◎					△						△	
13.2(rpm)	◎	◎	◎ ++	△	△	◎		○	◎		△	□		△	◎
19.8(rpm)	◎	◎ ++	◎ ++	△	△	◎	◎	○	◎		△	□		△	◎
26.4(rpm)	◎ +	◎	◎ ++		△	◎	△	○	◎		△	□		△	◎

◎：全断面測定，○：AEDH 断面測定，□：DF 断面測定，△：D 断面測定

◎⁺：12 ポイント／断面測定，△⁺⁺・◎⁺⁺：水流発生装置 1 台運転時測定（D 断面）

測定は条件を変更して流れが安定化した 30 分後以降に行った。また、加減速時の流速変化特性を調査するために定点での連続測定を行った。この場合、測定は流れが安定し、ばらつきが少ない D 断面で行った。

測定結果は以下のように定義し整理した。

- 1) 断面平均流速＝主流方向(x 成分) 平均流速(12 ポイントまたは 20 ポイント/断面)

二点 DO 制御で必要な循環時間を計算するため、主流方向成分を用いることとする。

- 2) 底部流速＝池底 10cm の合成ベクトル(xyz 成分)

活性汚泥の沈降防止の観点から、流速ベクトルの大きさを用いることとする。

3-2-4 トレーサー試験

OD 槽内の流動状態を把握するために、下水試験方法¹⁾に基づきフルオロセインナトリウム（ウラニン蛍光染料）を用いて、トレーサー試験を行った。蛍光強度の測定は、下水試験方法に準拠した励起波長 450nm に対して測定波長 510nm で行い、濃度との相関を確認した上で、励起波長 460nm に対して測定波長 590nm のハンディクロロフィルメーター（笠原理化工業，CHL-5Z）を用いた連続測定を行った。ウラニン蛍光染料は、着色料（黄色 202 号）や入浴剤として用いされており、無害で容易に分解するものである。

トレーサーは流入部に投入し、断面 E および H で測定を行った。投入濃度は最終濃度が定量下限(0.1 μg/L)の 100 倍の 10 μg/L となるように投入した。測定は 1 周目のみ断面 E と H で行い、2 周目以降は断面 H のみで行った。センサーを断面中心にセットし、10 秒おきに指示値を読み取りウラニン濃度を記録した。

3-2-5 K_La 測定

清水における酸素溶解特性および OD 水路の DO 空間分布を把握するために非定常法による K_La 測定を行った。測定は米国土木学会 (ASCE) 標準²⁾に準じて以下の手順で行った。

① 予め水槽(20m³)に溶解した工業用亜硫酸ナトリウムおよび塩化コバルトを、OD 水路方向に亜硫酸ナトリウム濃度が均一になるように、1 週の循環時間（この場合、約 13 分）の整数倍時間で投入を行う。

② 水流発生装置を運転し OD 槽内を攪拌し、DO が低下したことを確認する。

③ 一定風量で曝気を開始し、DO 値を測定しデータロガーにて収集する。DO 値は蛍光式 DO 計 (LDO) ×2 台を断面 F と H に設置した。

3-2-6 消費電力

システムの動力効率を検討するために以下の項目について測定・計算を行った。

(1) 消費電力

水流発生装置および送風機の各消費電力は、制御盤に設置した電子式マルチ指示計器(三菱電機, ME100NSR)により瞬時値および積算値をモニターし、電子データとして記録した。データの収集間隔は流速測定時は 1 分間隔, K_La 測定時は 10 秒間隔とした。

(2) 軸動力

軸動力は水流発生装置や送風機などの流体機械の軸端に投入される仕事率で、駆動装置の効率を含まないものである。OD 用の曝気ローターの性能については軸動力を用いて統一的に評価することが一般的であるため、ここでも軸動力を用いた評価・解析を行う。

水流発生装置および送風機の軸動力は式(3-1)により求めた。ここで、モータ出力は各電動機に接続されたインバータ(富士電機 Frenic multi)の表示値を用いた。

$$\begin{aligned}\text{軸動力 } P_{\text{out}}(\text{kW}) &= P' \times \eta_a \\ &= P \times \eta_a \times \eta_b \times \eta_c \\ &= 0.77 \times P\end{aligned}\tag{3-1}$$

ここで P' : モータ出力(kW)

P : 消費電力(kW)

η_a : 減速機(ベルト)効率 0.95

η_b : 電動機効率 0.9

η_c : インバータ効率 0.9

第 3 節 実験結果

3-3-1 流速特性

(1) 運転条件と平均流速

図 3-4 に水深別の水流発生装置回転数と平均流速の関係をプロットした。平均流速は回転数に比例し、水深の影響は見られなかった。これは水流発生装置の羽根が水深方向に同一形状であるためと考えられる。実験は水深 2.5m を中心として行ったため、以後特に注

記がない場合は水深 2.5m のデータを示す。

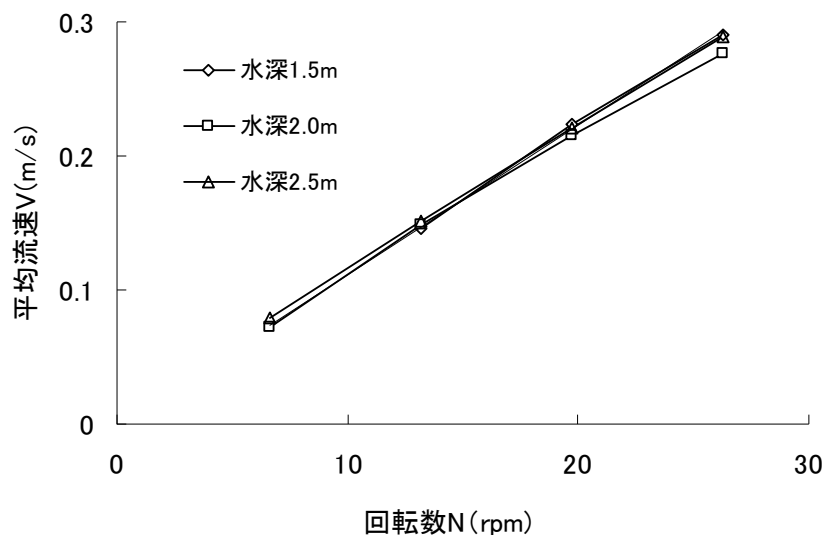


図 3-4 水深別の水流発生装置回転数と平均流速の関係（曝気なし）

図 3-5 に水深 2.5m において曝気量をパラメーターとして平均流速との関係をまとめた。流速は回転数が大きく、曝気量が少ないほど大きかった。各パラメーターの定量的な関係については、第 5 章で検討する。

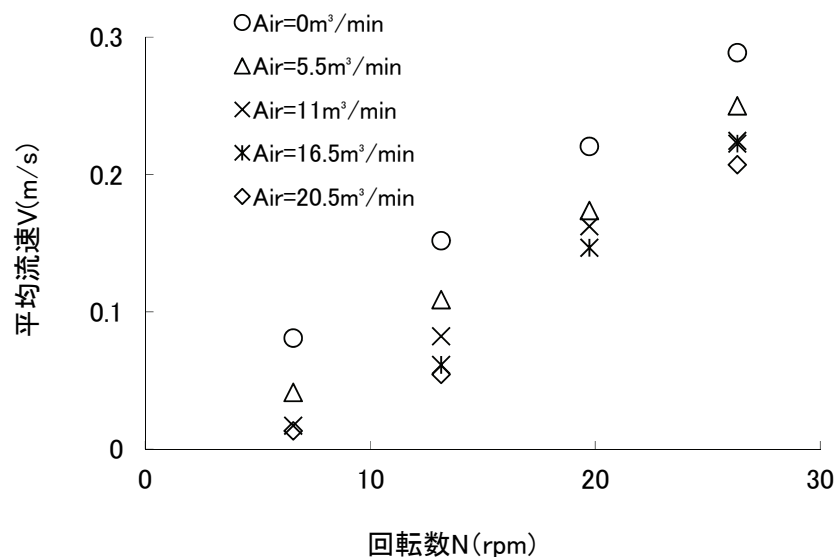


図 3-5 曝気量毎の水流発生装置回転数 vs 平均流速（水深 2.5m）

図 3-6 に断面平均流速と底部流速（ベクトル）の関係を示す。データは水深 2.5m で全断面測定を行ったすべての実験条件についてプロットした。底部流速 0.1m/s を得るためには断面平均流速で 0.2m/s が必要と考えられる。

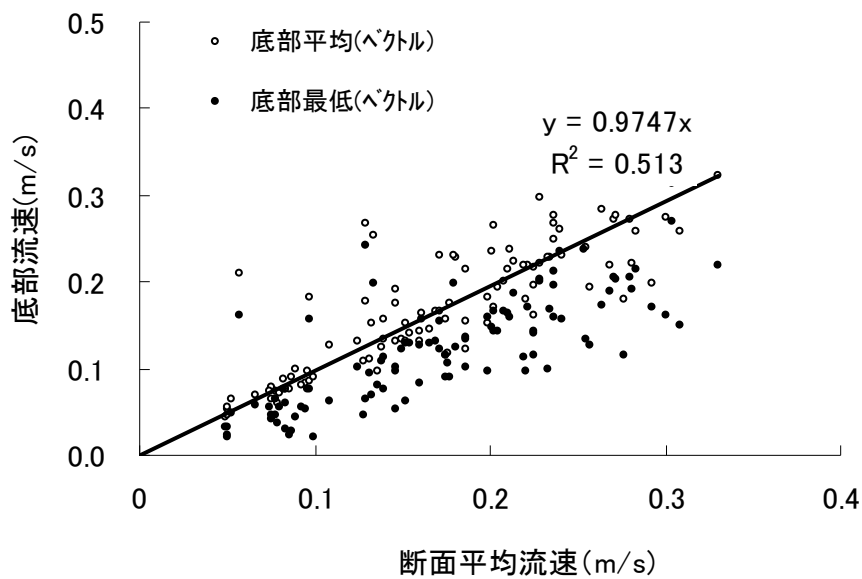


図 3-6 断面平均流速と底部流速（水深 2.5m）

図 3-7 にポイント D13（図 3-1 および図 3-3 参照）の流速と断面 D の平均流速をプロットした。ポイント D13 は D 断面のほぼ中央に位置しており，断面 D 平均流速と強い相関が見られた。このため，水流発生装置加減速時の流速の過渡応答を調査する際にはポイント D13 に流速計を保持して定点観測を行った。

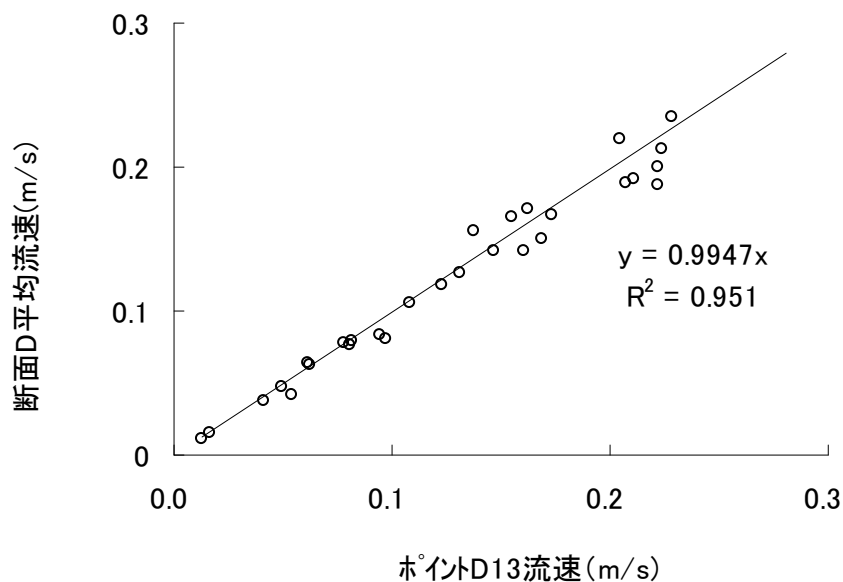


図 3-7 ポイント D13 流速と断面 D 平均流速

図 3-8 に水流発生装置加速時の流速の経時変化を示す。流速は 20～30 分間上昇しその後安定化する傾向が見られた。また回転数が大きくなると流速のばらつきが大きくなった。

図 3-9 に水流発生装置減速時の流速経時変化を示す。加速時と同様に流速は 20～30 分程度で安定化する傾向が見られた。

初期流速 v_s からステップ状の回転数変化を与えた場合の収束流速を v_0 とし、水流発生装置の回転数変化に対する実流速の時間遅れを式(3-2)に示す一次遅れの式で近似した場合の流速変化曲線及び近似式を図 3-8 に合わせて示した。

$$v(\text{m/s}) = v_0 - (v_0 - v_s)e^{-kt} \quad (3-2)$$

実験データと近似式はよく一致しており、水流発生装置の回転数のステップ状変化入力に対する流速変化の応答は、一次遅れ式で近似することができると考えられる。

以上の検討結果から、制御特性の解析に必要な流速の変化特性を得ることができた。

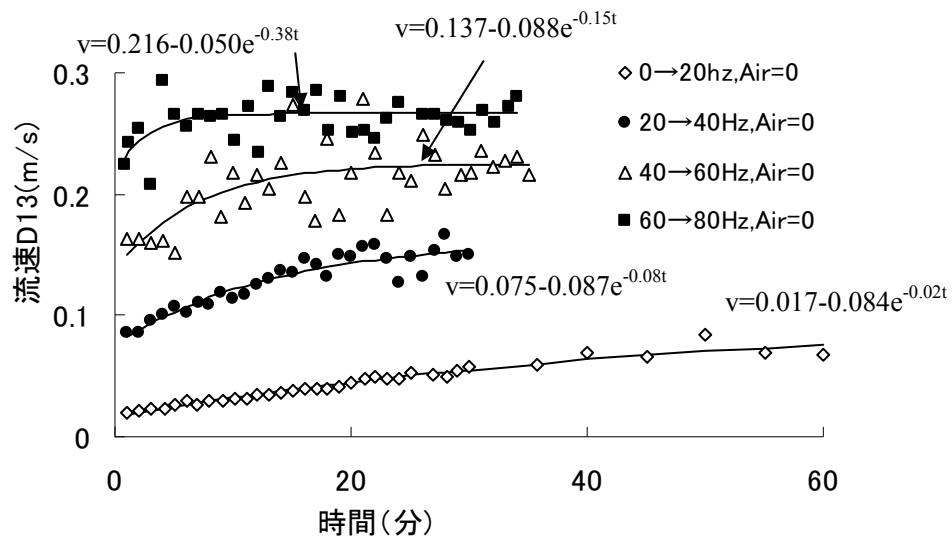


図 3-8 加速時流速経時変化（水深 2.5m）

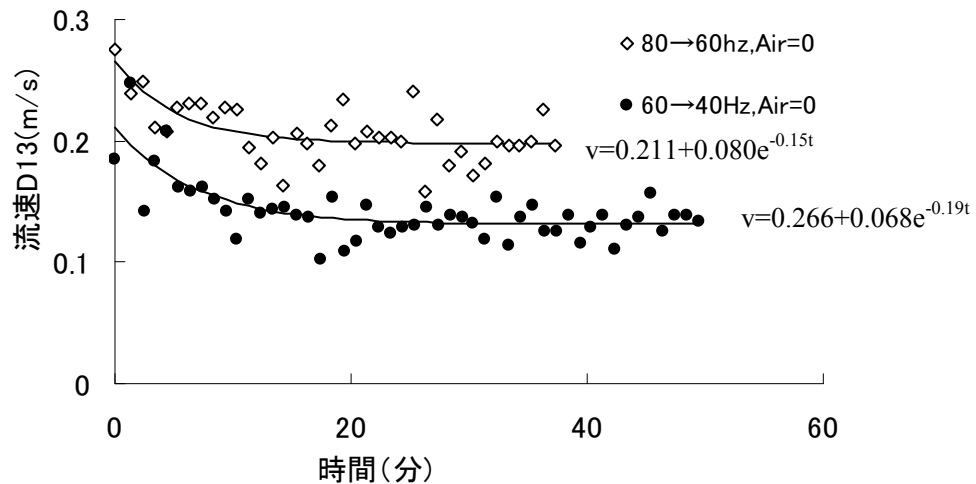


図 3-9 減速時流速経時変化（水深 2.5m）

(2) 3次元流速分布

①曝気無しの場合

図 3-10 に水深 2.5m, 水流回転数 19.7rpm, 曝気無しの底部($h=0.1\text{m}$) 平面ベクトル(xy)図を示す. 全般的には均一な流速分布が得られたが, C 断面, G 断面のコーナー部出口内側で流速の低下が見られた. C 断面内側では渦が発生する非定常の流れで流速の時間変化が大きく, また鉛直方向(z)成分の流れも発生していた.

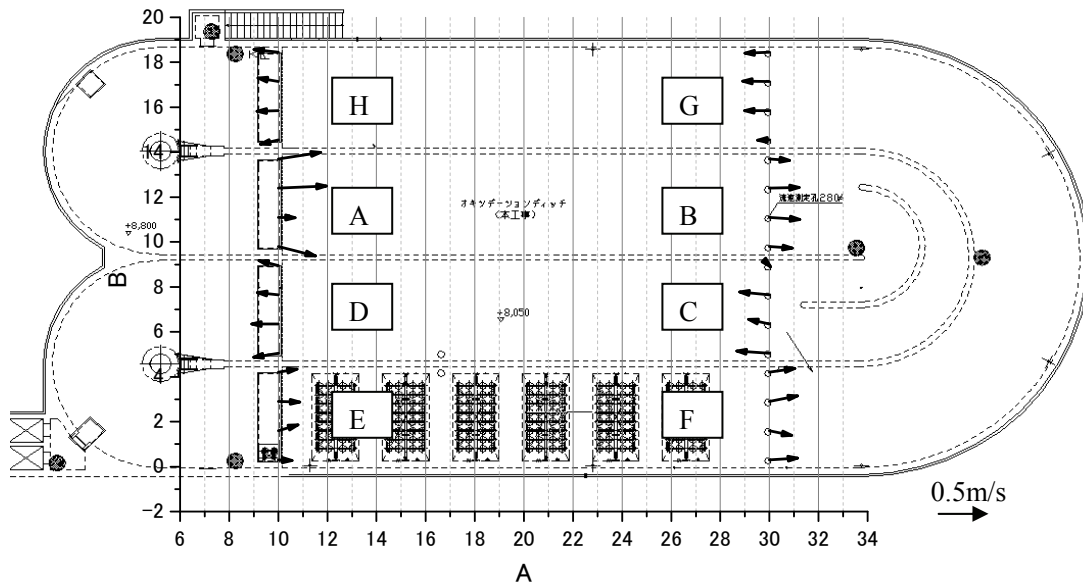


図 3-10 平面(xy)流速ベクトル図 (底部($h=0.1\text{m}$), 19.7rpm, $\text{Air}=0\text{m}^3/\text{min}$)

図 3-11 に曝気無しの場合の断面(xz)ベクトル図を示す. 横軸は流入部を起点とした1周の水路長であり, 縦軸は水深を示す. 各ベクトルは池幅方向の4点の平均ベクトルを示している. 曝気無しの場合, 直線部およびコーナー部前後には平断面ともに均一な流速分布が形成された.

②曝気有りの場合

曝気を行うと散気装置の上下流部(断面 E および F)に気泡の上昇に伴う旋回流が観察された. 図 3-12 は水流発生装置の回転数が 13.2rpm, 曝気量が $20.5\text{Nm}^3/\text{min}$ の場合の断面(xz)ベクトル図を示す. 本条件のように相対的に平均流速が小さく空気量が多い条件では, 曝気装置上流部表層および下流側下層に逆流が観察された.

平均流速を増加させる, または曝気量を減少させるとこの逆流は解消し, 図 3-13 のように散気装置下流側の表層に速い流れが観察された.

このように, 散気装置の近傍では局所的に曝気による混合のため断面方向の二次流れが生じたが, それ以外の地点では水路軸方向流速が合成ベクトルの 90%以上を占めており, 一次元流れが卓越していた. これは, 本実験で用いた縦軸水流発生装置が水深方向に同一形状の羽根を有しているためだと考えられる.

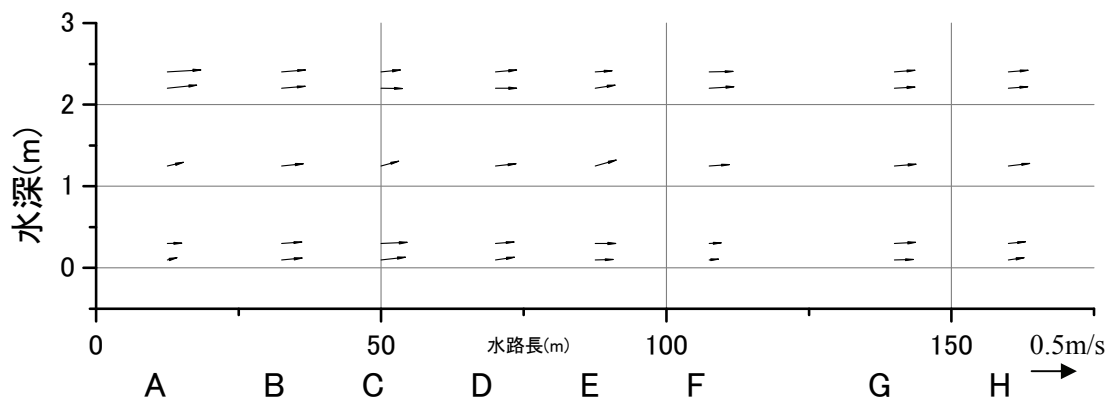


図 3-11 断面(xz)流速ベクトル図(19.7rpm, Air=0m³/min)

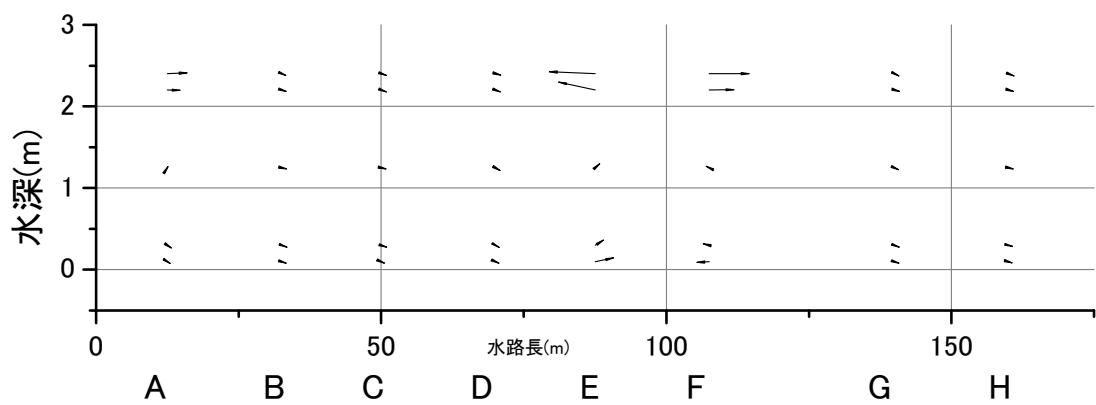


図 3-12 断面(xz)ベクトル図 (13.2rpm, Air=20.5m³/min)

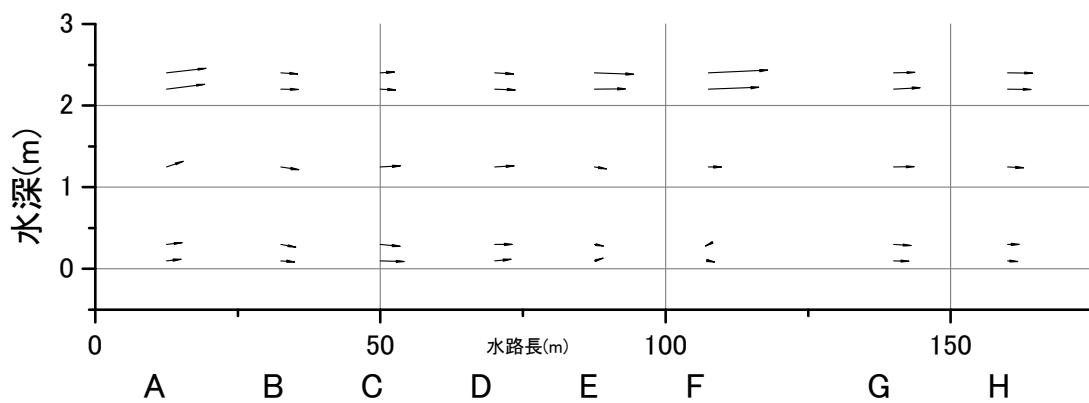


図 3-13 断面(xz)流速ベクトル図(26.3rpm, Air=20.5m³/min)

3-3-2 トレーサー試験

(1) 完全混合槽列モデルを用いたマクロ流動特性の解析

図 3-14 に H 断面での無次元化インパルス応答曲線（水深 2.5m, 回転数 19.7rpm, 曝気量 11m³/min）と解析結果を示す。ただし、1 周目のみ E 断面でも測定を行った。

均一容積の全 N 槽直列モデルを仮定すると、トレーサーの注入点から n 槽目におけるインパルス応答は式(3-3)で表される。しかし、この式は循環無しの反応器に適用するもので、そのままでは断面 H での 2 週目以降の応答を表現し得ない。

$$E(\theta)_n = \frac{N(N\theta)^{n-1}}{(n-1)!} e^{-N\theta} \quad (3-3)$$

ここで $E(\theta)$: n 槽目におけるインパルス応答関数

θ : 無次元化時間 (—) = t/T_R

t : トレーサー注入直後からの時間(hr)

T_R : 循環時間(hr)

N : 槽列モデルの槽列数

そこで、流入・流出が無くトレーサーの物質量は系内で保存され、また N が十分大きく各周回のピークが重ならないという仮定のもと、各周回のインパルス応答関数を合成し式(3-4)を導出した。ここで例えば i 周目のインパルス応答関数は式(3-3)に $n = iN$ を代入して求めた。本実験で得られた結果の範囲では 3 周目までの応答ピークはほぼ重ならず上記の仮定が満たされた。

$$E(\theta)_N = \sum_{i=1}^k \frac{N(N\theta)^{iN-1}}{(iN-1)!} e^{-N\theta} \quad (3-4)$$

ここで i : トレーサーの周回数

k : 合成を行う周回数

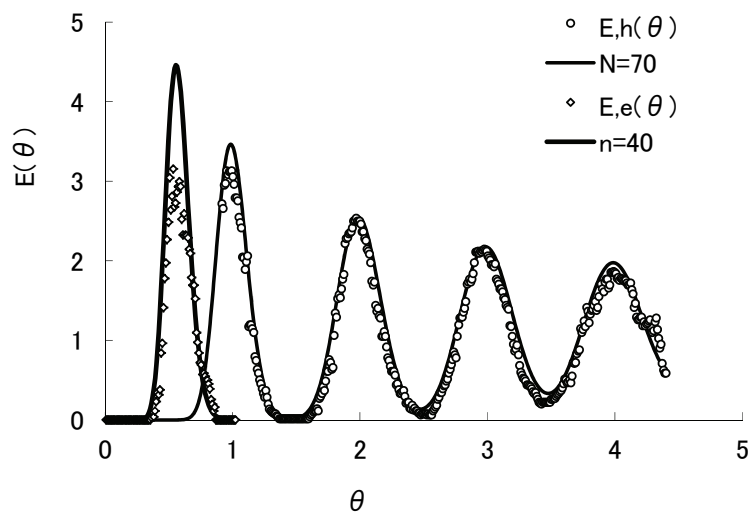


図 3-14 トレーサー試験結果
(水深 2.5m, 回転数 19.7rpm, 曝気量 11m³/min)

断面Hにおける無次元化インパルス応答曲線 $E(\theta)$ が式(3-4)に示す理論応答曲線と一致するように、パラメーター N を最小二乗法で推定した。次に得られた N を固定し、式(3-4)から同様に中間点Eまでの槽数 n を決定した。

同様の手法で求めた試験結果の一覧を表 3-3 に示す。槽列数 N の値は65～100の範囲で曝気無しの方が槽列数が大きかった。推定された循環時間と実流速から計算した滞留時間の比(T_{th}/T_{real})はほぼ1であった。事後に行う予定の実負荷実験における低水位（高負荷）運転に対応するため、水深を1.5mおよび2.0mに変化させた実験も行ったが槽列数に水深の影響は見られなかった。

表 3-3 トレーサー試験結果

水深 (m)	平均流速 (m/s)	空気量 (Nm ³ /min)	槽数 n	槽数 N	n/N	Tth/Treal
1.5	0.16	11.0	40	65	0.62	1.00
2.0	0.16	11.0	35	65	0.54	0.99
2.5	0.22	0	55	100	0.55	0.95
2.5	0.16	11.0	42	70	0.60	1.00
2.5	0.11	20.5	37	65	0.57	1.14

トレーサー注入点から断面Eまでの距離は約100m、断面Hまでの距離は約160mで地点間距離の比率は0.62であった。一方、解析結果で得られた n/N の比率は0.54～0.62でやや低めの値を示した。この結果は、注入点から断面Eまでは180度のコーナー部(局率半径2.4m)が3か所有り混合が進みやすいのに対し、断面Eから断面Hまでは緩やかなカーブ(局率半径7.2m)が1箇所のみで相対的に押し出し流れ特性が強く出たためと推測される。

このように部分的に異なる流動特性が存在するにも拘わらず、OD槽全体で見たマクロ的な流動特性では完全混合槽列モデルで近似できることが示され、またその槽列数を求めることができた。

(2) 断面分布の検討

測定点の代表性を確認するため、トレーサー濃度の断面分布を確認した。測定断面Hにおいて図 3-15 に示す断面方向に採水を行い、断面方向の分布を調査した。なお、ポイント①～④はチューブポンプ（MasterFlex）にて採水を行い、チューブ線速度から求めた時間遅れをあらかじめ補正して同一時刻のサンプルを得た。また、ポイント⑤にはクロロフィルメーターをセットして連続測定を行った。

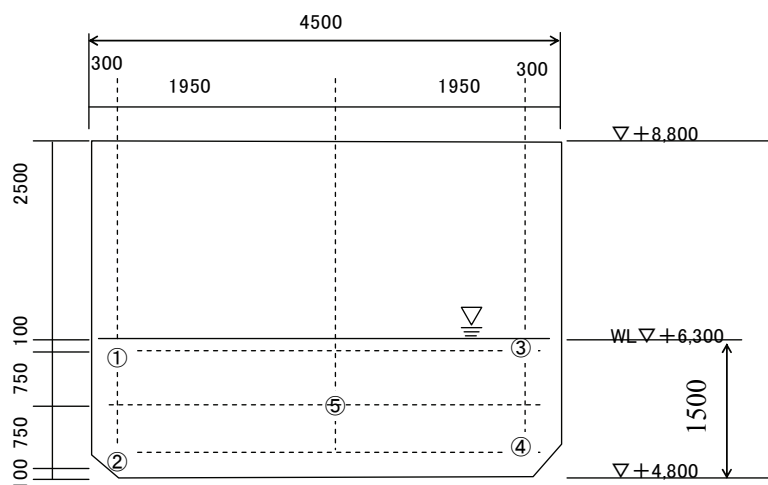


図 3-15 H 断面トレーサー濃度測定位置図

図 3-16 に各ポイントの測定結果を示す．すでに述べたようにポイント⑤は連続測定を行った．各ポイントには多少のばらつきが生じたが，5 ポイントの平均値と連続測定の結果はほぼ一致した．本結果より断面中央のポイント⑤が断面の代表として取り扱うことを確認し，以降の連続測定を行った．

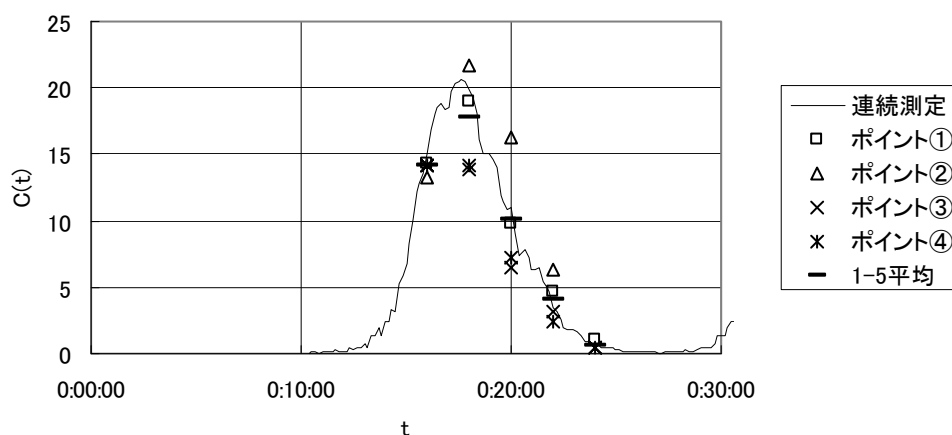


図 3-16 断面ポイントの測定結果

(3) ハンディ蛍光分光光度計を用いた現場連続測定

本実験で用いた OD 槽のようなプラグフロー特性の大きなシステムでは，インパルス応答のピークが鋭く出現するため，短い時間間隔で連続に近い測定を行うことが望ましい．今回トレーサーとして用いたウラニン蛍光染料は高感度で少量の投入で済み，無害で容易に分解し，また比重調整が不要など実規模施設での使用に適した長所を持つ．しかし，蛍光強度の測定は実験室での分析となり，測定間隔を短くすることには現実的な制約がある

上、結果が出るまでに時間がかかるという短所も有する。

そこで今回ハンディクロロフィルメーター（笠原理化工業，CHL-5Z）を用いた連続測定を試みた。本機は環境水中のクロロフィルを測定するために実用化されているもので、ウラニン蛍光染料を標準試料とし、試水中での連続測定が可能なものである。

同一サンプルを現場測定（クロロフィルメーター）とラボ測定（F-7000 形分光蛍光光度計，日立）で比較した結果を図 3-17 に示す。両者はほぼ同一の値を示した。測定条件を示す。

従来 NaCl をトレーサーとして電気伝導度を測定する場合は連続測定が可能であったが、今回用いた下水二次処理水などでは塩分濃度の影響でバックグラウンドが高く精度の高い測定が難しく、実規模に適用するには大量のトレーサーが必要で精度の高い測定を実施するためには比重調整などを行う必要があった。

今回用いた手法では適用先が清水・二次処理水などに限定されるものの、高感度で比重調整が不要かつ現場での連続測定が可能となるメリットは大きく、実用上有意義と考えられる。

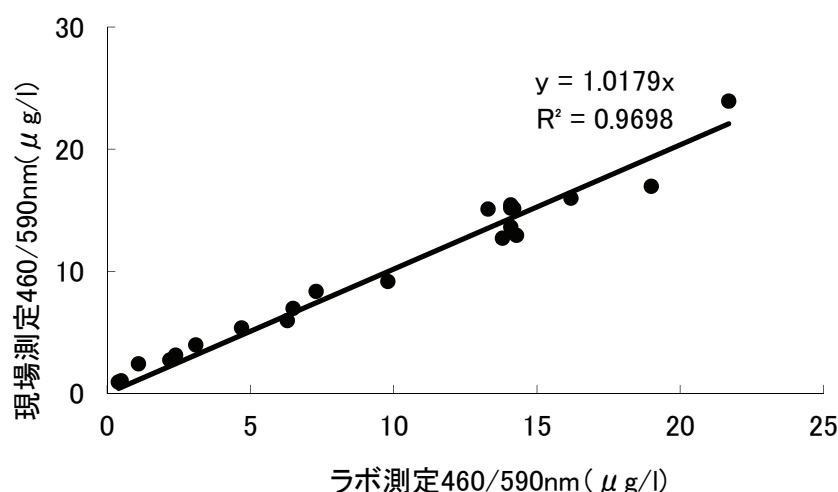


図 3-17 現場測定（クロロフィルメーター）とラボ測定（日立 F7000）結果

3-3-3 K_La 測定

(1) 循環を有する無終端水路における清水中の K_La 測定方法

総括酸素移動容量係数(K_La)はプロセスの酸素供給能力を示す重要なパラメータであり、その測定は一般に清水中での非定常法³⁾で行われる。しかし、完全混合を前提としたこの手法を、DO 勾配を有する OD 法に対して単純に適用することは難しいと考えられる。

一方、米国土木学会標準の ASCE 2-06(米)⁴⁾では循環水路の K_La 測定において最低でも 4 地点以上での DO 測定を推奨している。また Boyle ら(1989)⁵⁾は ASCE の手法を OD 法循環水路に適用している。測定点を増やすと系内の平均 DO 増加速度の近似値を求めることができるため、流動状態の定量化が難しい OD 実施設ではこの手法も有効ではあるが、水路全体を 1 つの槽として取り扱うために DO の時間的・空間的分布を再現することは難しい。

(2) 槽列モデルと DO 収支に基づく K_La 算出

本研究ではトレーサー試験の結果を基に実規模 OD 水路の混合状態を表しうる槽列モデルを作成し、清水中での DO 収支に基づく K_La 算定手法を構築し K_La を算出した。

水路長 165m を $3\text{m} \times 55$ 槽に分割し、曝気部 6 槽と非曝気部 49 槽の内部循環を有する槽列モデルを設定した。モデルの概略を図 3-18 に示す。曝気部と非曝気部およびコーナー部と直線部では流動特性が異なると考えられるが、均等槽列を仮定したトレーサー試験の解析でもインパルス応答を十分再現できたことから、実用性を考慮して全周長を均等割りした槽列モデルを採用することとした。

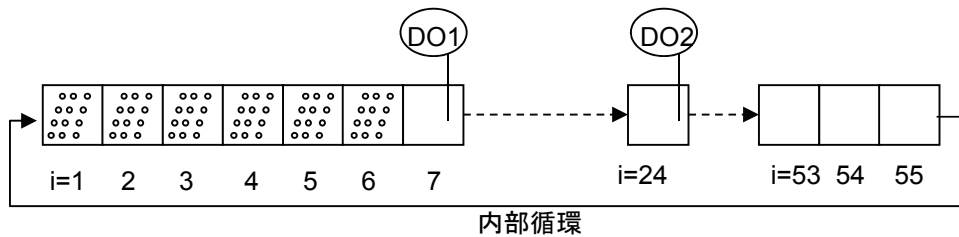


図 3-18 槽列モデル概略図

曝気部および非曝気部の DO 収支式は清水中のため呼吸項を考慮せず式(3-5)で表される。2 箇所に設置した DO 計 (DO1 および DO2) について設置位置から DO1 は $i=7$, DO2 は $i=24$ に設定した。また, K_La 測定では, OD 槽への流入・流出は無く, 水面からの溶解は無視できる⁶⁾と仮定した。なお, 本式で $N=1$ とした場合, 完全混合を仮定した ASCE 法など従来法と同一の結果が得られる。

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{C_{i-1} - C_i}{T_R / N} + K_La(C^*_{\infty} - C_i) \quad (i=1 \sim 6) \quad C_o = C_{55} \quad (3-5)$$

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{C_{i-1} - C_i}{T_R / N} \quad (i=7 \sim 55)$$

ここで C_i : i 槽の DO 濃度(mg/L)
 C^*_{∞} : 飽和 DO 濃度(mg/L)
 t : 経過時間(hr)
 T_R : 循環時間(hr)
 K_La : 総括酸素移動容量係数(1/hr)
 N : 槽列数

各槽の初期値 $C_{i, t=0}$ を与え, 差分法 ($\Delta t=1$ 秒) により時刻 t の各槽の DO 値 $C_{i, t}$ を逐次計算した。DO1 と DO2 の実測値と計算値のデータセットを用いて最小二乗法を用いた非線形回帰 (Levenberg-Marquardt アルゴリズムを使用) によりパラメーター C^*_{∞} , K_La および T_R を推定した。

図 3-19 に DO の測定結果および解析結果を示す。参考に 2 点の DO 平均値から求めた

N=1 の場合の回帰曲線も示したが実測値との偏差が大きかった。一方、槽列モデルによる計算結果は階段状に上昇する DO の経時変化との偏差が小さくその傾向をよく再現することができた。

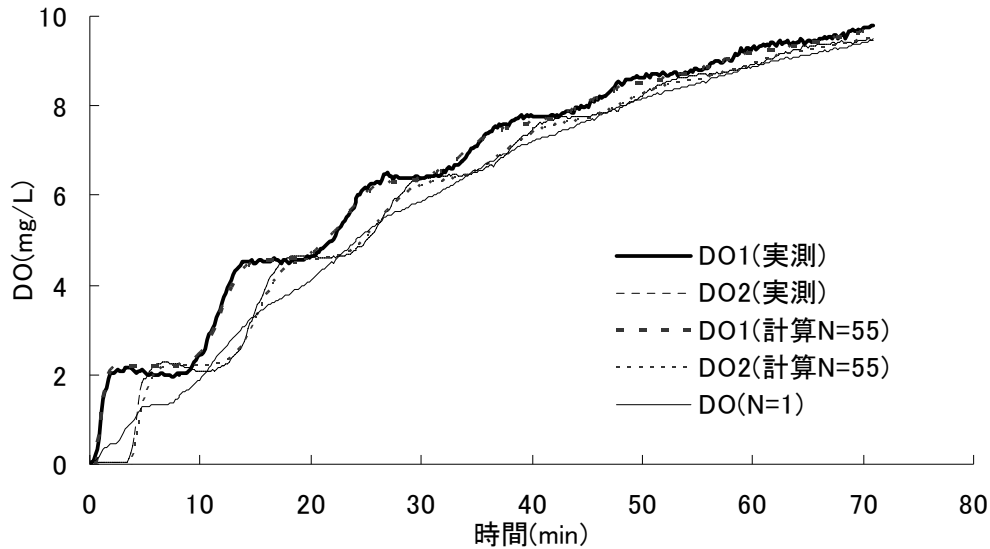


図 3-19 K_La 測定および解析結果(26.3rpm, 11Nm³/min)

(4) 酸素供給能力 SOTR の算出

算出した K_La は式(3-6)により 20℃の値に換算する。

$$K_{La20} = K_{La} \cdot \theta^{20-T} \quad (3-6)$$

ここで θ : 温度係数, 1.024

T : 水温(℃)

K_{La20} : 水温 20℃の K_La (1/hr)

散気装置の酸素供給能力は DO=0mg/L, 標準状態 (101.3kPa, 20℃) における酸素供給能力 SOTR で表される。SOTR は次式で表される。温度補正係数を求めるための飽和溶存酸素濃度 C^*_{st} は Weiss の式(3-7)⁷⁾で計算した。

$$SOTR(kgO_2/hr) = K_{La20} \cdot C^*_{\infty 20} \cdot V \times 10^{-3} \quad (3-7)$$

ここで $C^*_{\infty 20}$: 20℃標準状態に換算した推定飽和溶存酸素濃度(mg/L)

$$C^*_{\infty 20} = C^*_{\infty} \cdot 1/(\tau \Omega)$$

τ : 温度補正係数 $= C^*_{st}/C^*_{st20}$

C^*_{st} : 標準気圧(101.3kPa) , 相対湿度 100%における飽和溶存酸素濃度(mg/L)

C^*_{st20} : 標準気圧, 相対湿度 100%, 20℃における飽和溶存酸素濃度(mg/L)

Ω : 圧力補正係数 $= P_b/P_s$

P_b : 大気圧, P_s : 標準気圧(101.3kPa)

V : 反応槽容積(m³)

$$\ln C^*_{st}(\text{mg/L}) = A1 + \frac{A2 \times 100}{T} + A3 \times \ln\left(\frac{T}{100}\right) + A4 \times \frac{T}{100} + S \left\{ B1 + B2 \times \frac{T}{100} + B3 \times \left(\frac{T}{100}\right)^2 \right\} \quad (3-8)$$

ここで T : 絶対温度(K)

S : 塩分濃度(g/kg)

A1=-173.4292, A2=249.6339, A3=143.3483, A4=-21.8492

B1=-0.033096, B2=0.014259, B3=-0.001700

(5) 酸素移動効率の算出

酸素移動率は反応タンクに投入された酸素の重量に対する溶解酸素重量の比率であり、式(3-9)で表される。

$$E_A(\%) = \frac{SOTR}{G_s \cdot \rho \cdot O_w} \times 100 \quad (3-9)$$

ここで E_A : 酸素移動効率(%)

G_s : 曝気量(Nm^3/hr)

ρ : 空気密度 ($1.293\text{kg}/\text{Nm}^3$)

O_w : 空気中の酸素含有量 ($0.233\text{O}_2\text{-kg}/\text{Air-kg}$)

設備の容量計算および散気装置の性能は曝気量 1Nm^3 当たり、散気水深 1m 当たりの酸素溶解量 η で示されている。 η は式(3-10)で計算される。設計上の基準値は $19\{\text{gO}_2/(\text{Nm}^3 \cdot \text{m 水深})\}$ である。

$$\eta \{\text{gO}_2/(\text{Nm}^3 \cdot \text{m 水深})\} = \frac{SOTR}{G_s \cdot h} \times 10^3 \quad (3-10)$$

ここで h : 散気水深(m) = 水深 - 0.3

(6) 計算結果

K_{La} の測定結果および各種指標の計算結果を表 3-4 に示す。本表は水深、曝気量および水流発生装置回転数を変化させた場合の、 K_{La20} と SOTR および E_A の測定値を示している。 K_{La20} は、これらのパラメーターによって影響を受けて変化しているが、その具体的な影響については以降で順次検討する。

表 3-4 K_{La} 実験結果

解析番号	水深h (m)	回転数 (rpm)	Temp (°C)	C^*_{∞} (mg/l)	K_{La} (1/h)	K_{La20} (1/h)	Gs (Nm ³ /min)	SOTR (kg/h)	E _A (%)	η (gO ₂ /Nm ³ /m)
1-1	1.54	19.7	8.4	12.11	1.259	1.66	10.3	17.5	9.46	22.97
2-1	2	19.7	10.1	11.39	1.360	1.72	10.3	23.4	12.61	22.34
3-1	2.5	13.2	12.4	11.82	0.704	0.84	5.5	15.5	15.57	21.32
3-2	2.5	13.2	12.0	11.30	1.281	1.55	11.0	27.1	13.61	18.64
3-3	2.5	13.2	15.3	10.79	2.117	2.37	20.5	42.3	11.42	15.63
3-4	2.5	19.7	12.4	12.17	0.791	0.95	5.5	18.0	18.15	24.85
3-5	2.5	19.7	14.6	11.80	1.425	1.62	11.0	31.2	15.71	21.52
3-6	2.5	19.7	14.6	11.14	2.558	2.91	20.5	53.1	14.32	19.62
3-7	2.5	26.3	14.6	11.28	0.904	1.03	5.5	19.1	19.22	26.32
3-8	2.5	26.3	14.9	11.22	1.624	1.83	11.0	34.0	17.09	23.40
3-9	2.5	26.3	15.0	10.92	2.740	3.08	20.5	56.2	15.16	20.76

(7) 空気量および水平流速の影響

図 3-20 に曝気量を横軸にとり、回転数毎の K_{La20} の測定結果をプロットした。曝気量の増加とともに K_{La20} は増加した。図中に Eckenfelder の式(3-11)を用いた回帰曲線および回帰式を図示した。ここで散気水深 2.2m のデータのみを用いたため $F'=F \cdot H^{1-m} / V$ を定数として取り扱った。各係数は $F'=0.219 \sim 0.249$ 、 $1-n=0.790 \sim 0.849$ の範囲であった。

$$K_{La}=F \cdot H^{1-m} \cdot Gs^{1-n}/V \quad (3-11)$$

ここで K_{La} : 総括酸素移動容量係数(1/hr)

V : 水容積(m³)

F : 比例定数

Gs : 曝気量(m³/hr)

H : 散気水深(m)

n, m : 係数

図 3-21 に回転数を横軸にとり同じ結果をプロットした。回転数の増大による流速の増加とともに K_{La20} は直線的に増加した。

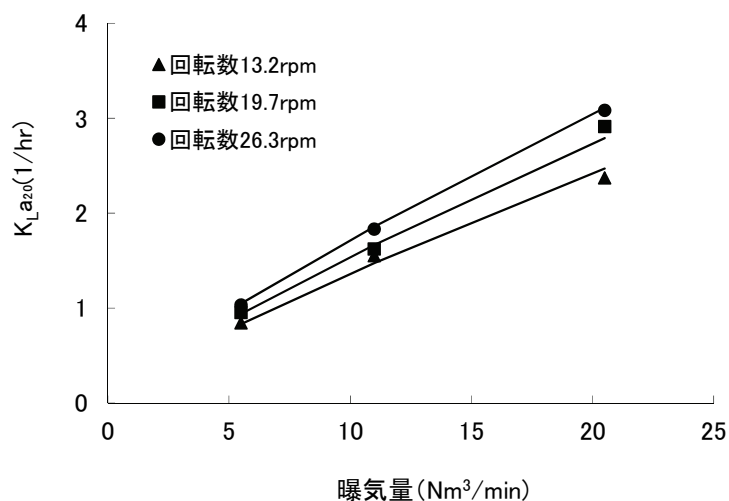


図 3-20 曝気量と K_{La20} の関係

図 3-22 に散気ディスク 1 枚当たりの曝気量を横軸にとり、曝気量当たり、水深当たりの酸素溶解効率 η を縦軸に示した。ここで散気ディスクの枚数は 192(32×6) 枚である。同じ図に散気ディスク (GVA ELASTOX-T) の性能曲線を基準値として示した。性能曲線は散気装置の製造メーカー (GVA)により公開されている清水データ⁸⁾であり散気水深 3.75m, 全面曝気の条件で得られたものである。ここでは設置間隔 (密度) により異なる 2 種類の曲線が示されている (設置間隔 0.5m : 散気密度 6.5%以下, 設置間隔 1.0m : 散気密度 13%以下)。

一方, 本実験装置で散気装置の設置エリアは約 17m で水路長全体(165m)の約 10%, 水平流速を有する条件で, 散気ディスクの設置間隔は 400~600mm であった。また, 実験設備の設計点を図中に○印で示した (散気装置 1 枚当たりの曝気量 7Nm³/hr/枚で 19{gO₂/(Nm³・m 水深)}。回転数 19.7rpm の条件で設計値を上回るデータが得られた。

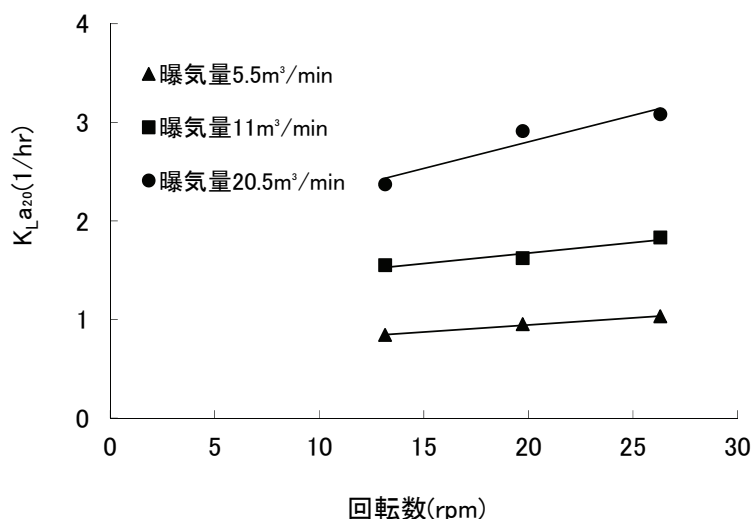


図 3-21 回転数と kLa_{20} の関係

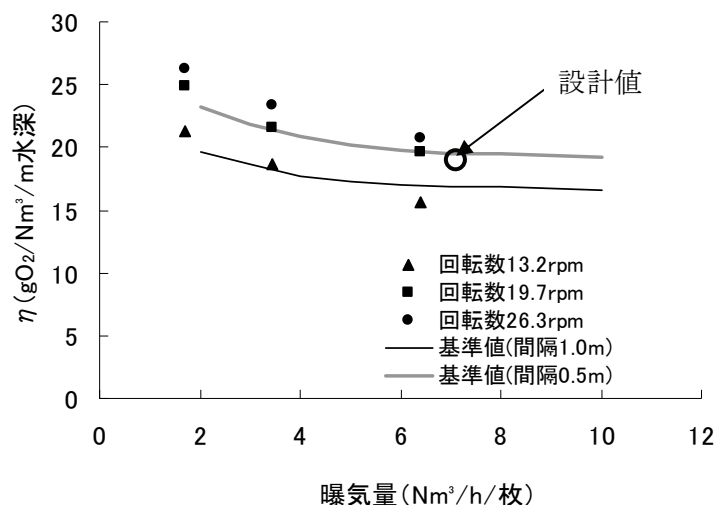


図 3-22 散気装置 1 枚当たりの曝気量と水深当たり酸素溶解効率

(8) DO 断面分布の検討

ここでは、 K_{La} 測定に用いる DO 値が断面平均と一致しているかどうか、断面内の DO 分布について事前に検討を行った結果を示す。水深 1.5m の実験（解析番号 1-1）において、図 3-23 に示す断面 F の 5 か所に DO 計を設置し、DO 断面分布の測定を行った測定点の記号は図 3-3 参照）。

図 3-24 にポイント⑤の DO 値および断面平均値をプロットした。ポイント⑤の DO 値は断面平均値とはほぼ一致しており、実験では各断面に 1 台ずつの DO 計を断面の中央付近に設置することとした。

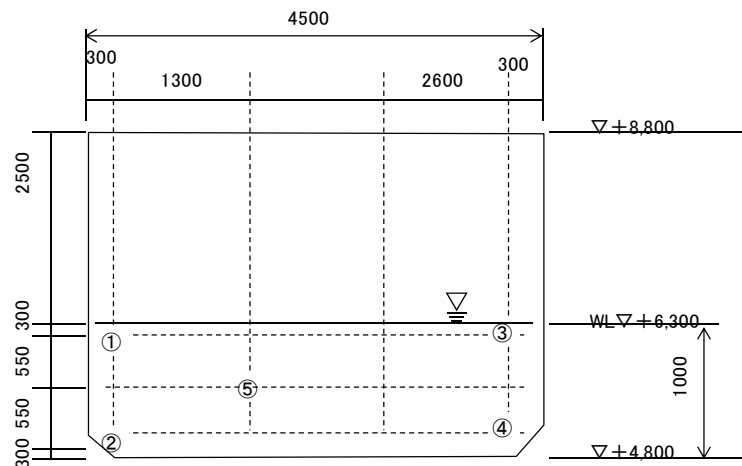


図 3-23 H 断面 DO 濃度測定位置図

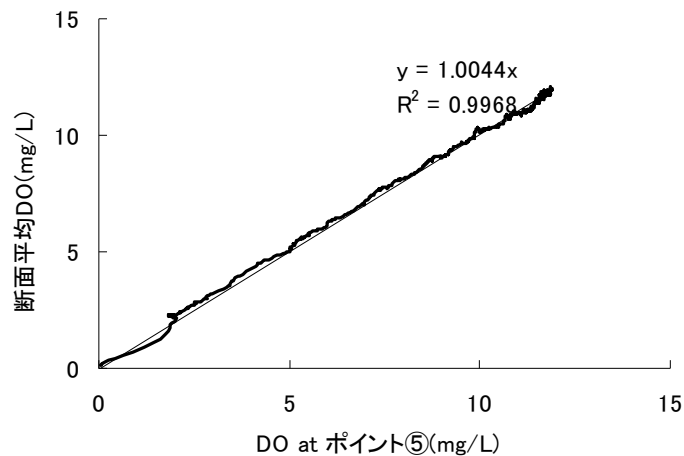


図 3-24 ポイント⑤の DO 値と断面平均 DO 値の比較

(9) 設計・操作上での取り扱い

以上の検討結果より、OD 槽の水深、流速、曝気量などの実装置の操作条件と酸素溶解量との関係を定式化することができた。これらの関係を用いれば、二点 DO 制御 OD 法の設計・操作因子である流速や曝気量とプロセス内への酸素溶解量を関連付けて検討可能である。具体的なモデル化及び検討は第 5 章で行う。

3-3-4 軸動力と消費電力

(1) 水流発生装置

図 3-25 に水深 2.5m における水流発生装置回転数に対する軸動力，消費電力，効率($\eta a \times \eta b \times \eta c$)をプロットした．回転数 19.7rpm ではほぼ計算どおりの効率が得られたが，低回転数では効率が低下した．

図 3-26 に横軸に水深をとって回転数毎の軸動力をプロットした．水深 0m の点は水を張っていない状態の無負荷動力を示している．軸動力は水深に関する一次関数となった．

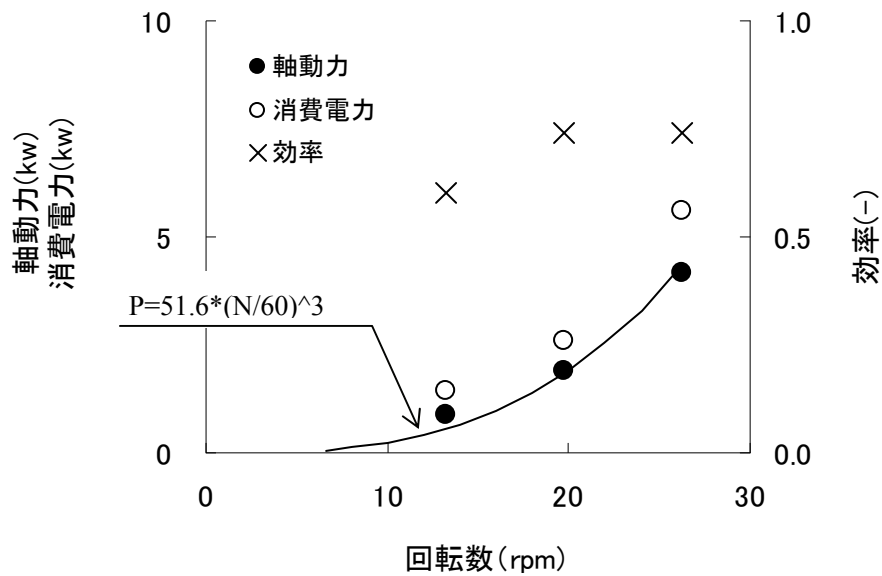


図 3-25 水流発生装置回転数と軸動力(2 台運転，水深 2.5m)

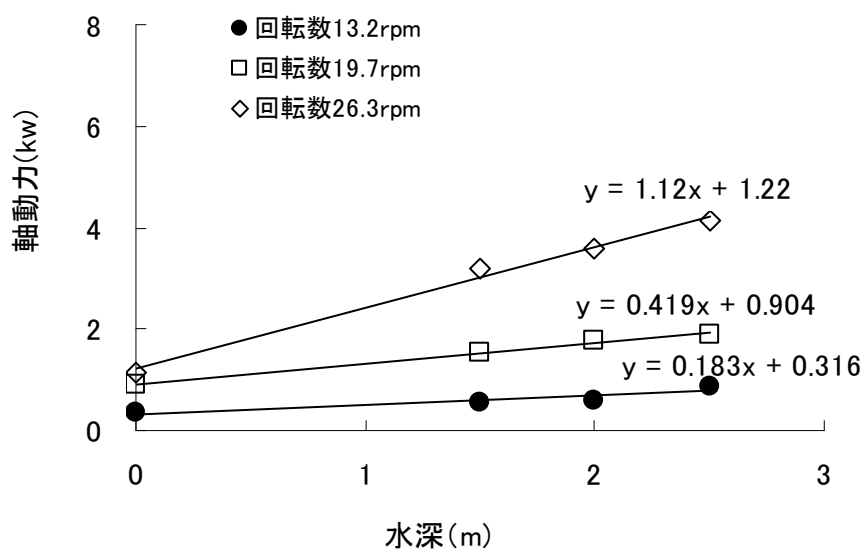


図 3-26 水流発生装置水深と軸動力

攪拌機の所要動力は一般に下式で表され⁹⁾、回転数の 3 乗に比例する。実験で得られた消費電力も回転数の 3 乗に比例した。なお、ここで動力数 N_p は乱流域では一定となる¹⁰⁾。

$$P = N_p \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (3-12)$$

ここで P : 動力 (W)

N_p : 動力数

ρ : 密度(kg/m³)

n : 回転数(rps)

d : 羽根径(m)

式(3-12)より実験結果から動力数を求めると $N_p=5.33$ であった。

一方、OD 水路のレイノルズ数は式(3-13)で計算できる。

$$Re = \frac{vR}{\nu} \quad (3-13)$$

ここで Re : レイノルズ数

v : 水路流速 0.1m/s

R : 径深 = A/S

A : 水路断面積 = 4.5m 幅 \times 2.5m 深さ = 11.25m^2

S : 潤辺 = $4.5 + 2.5 \times 2 = 9.5\text{m}$

ν : 水の動粘性係数 $1.146 \times 10^{-6} \text{m}^2/\text{s}$ (15°C)

上記のケースのレイノルズ数を求めると、 $Re=1.0 \times 10^5$ であり乱流とみなせる。

以上の検討結果より、実験で用いた縦軸水流発生装置(16 枚羽根)の動力数は、平板タービン (6 枚羽根、図 3-27 中、曲線 6~8) の乱流域での値と同程度で、プロペラなど他の羽根形状と比べて小さい回転数で大きな動力を伝達することができることが示された。

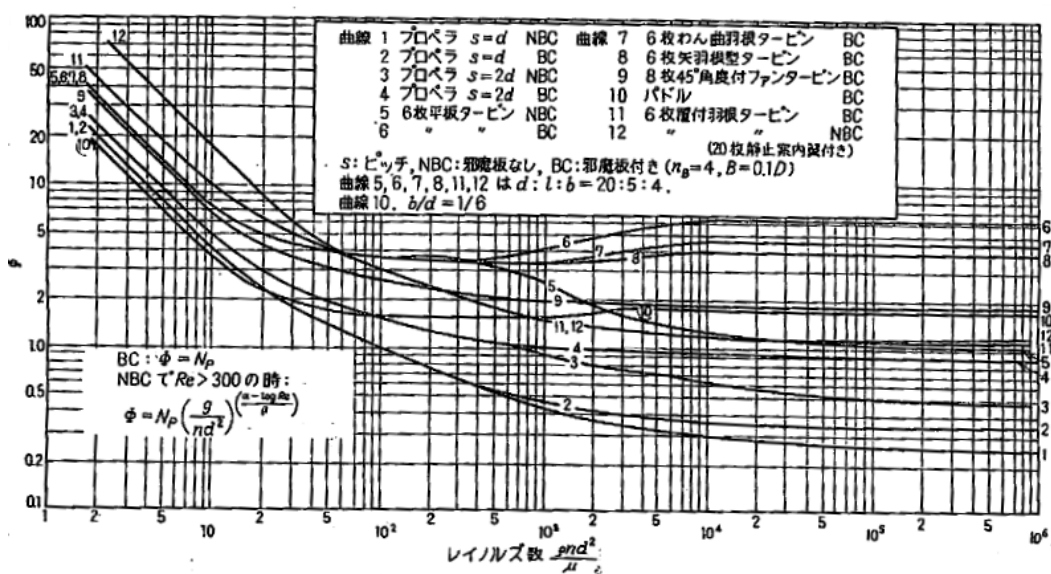


図 3-27 レイノルズ数と動力数¹¹⁾

(2) 送風機

図 3-28 に水深 2.5m における送風機周波数に対する軸動力，消費電力，効率($\eta a \times \eta b \times \eta c$)をプロットした．また，送風機周波数に対する消費電力のメーカー予想性能曲線を合わせて示した．全周波数域ではほぼ計算値どおりの効率が得られたが，低周波数域で低下する傾向が見られた．またメーカー予想性能曲線と実験データが周波数の高い領域で一致しないが，これは予想性能曲線が圧力一定条件(30kPa)なのに対して，実験では周波数の増加に応じて管路の圧力損失が増加しているためと考えられる．

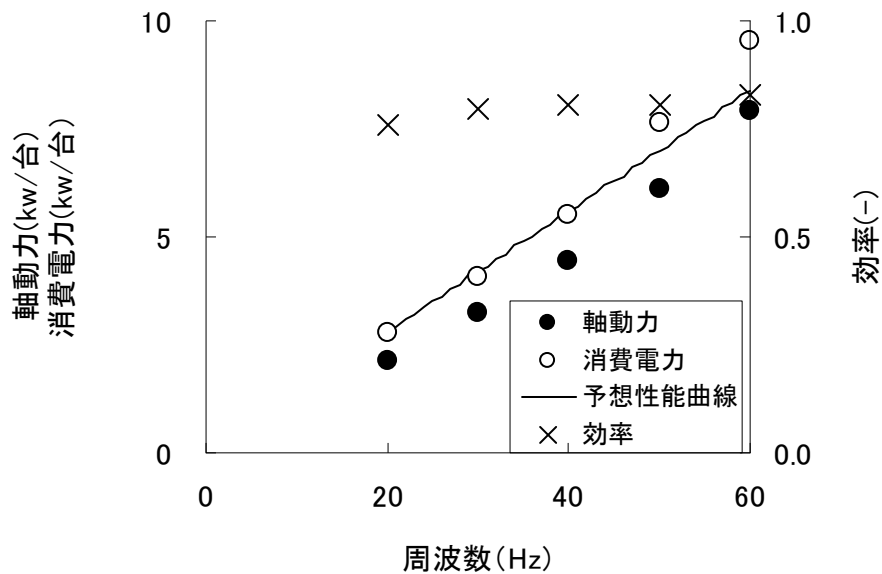


図 3-28 送風機の周波数に対する軸動力，消費電力，効率

そこで次に送風機の吐出圧力について検討を行う．空気管の系統図を図 3-29 に示す．

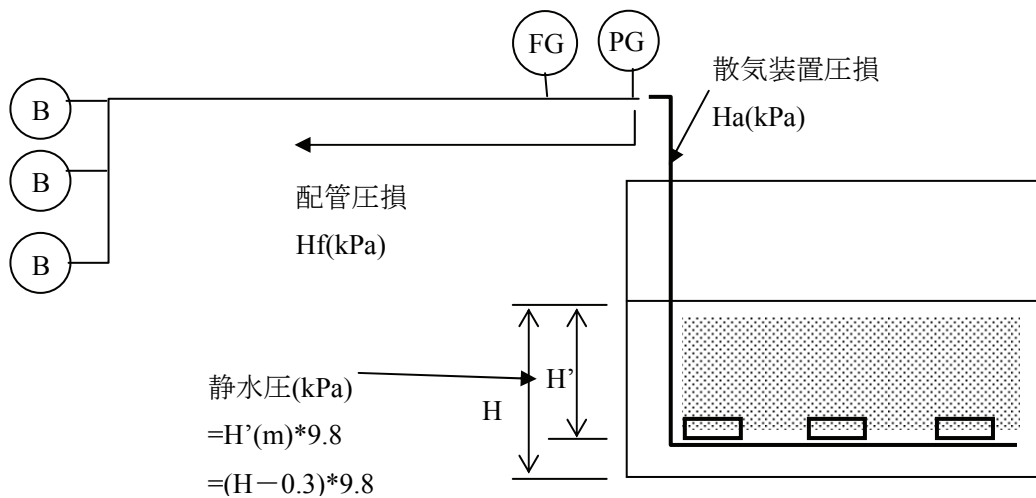


図 3-29 空気管系統図

送風機の吐出圧は散気水深に比例する固定圧力（静圧）と圧力損失（動圧）からなり式(3-14)で表される。今回圧力損失については散気ディスクおよびライザー管以降の配管損失からなる「散気装置圧損」とそれ以外の「空気管圧損」に分けて検討する。両者の間には圧力センサーが設置されており、測定圧力から静水圧を引くことで散気装置圧損の計測が可能となっている。一方、空気管圧損については計算式より求めることができる。

$$\begin{aligned} \text{吐出圧(kPa)} &= \text{静水圧(kPa)} + \text{散気装置圧損} + \text{空気管圧損} \\ &= \text{散気水深(m)} \times 9.8 + \text{散気装置圧損} + \text{空気管圧損} \end{aligned} \quad (3-14)$$

散気装置 1 枚当たりの風量に対する散気装置圧損のデータを整理したものを図 3-30 に示す。一定面積の流路の圧力損失は一般には流量の二乗に比例するが、メンブレンタイプの散気ディスクではスリットが開くための初期圧力が必要なこと、単位風量が増加するとスリットの目開きが大きくなることから、散気装置の圧力損失は風量の一次関数で近似可能であった。

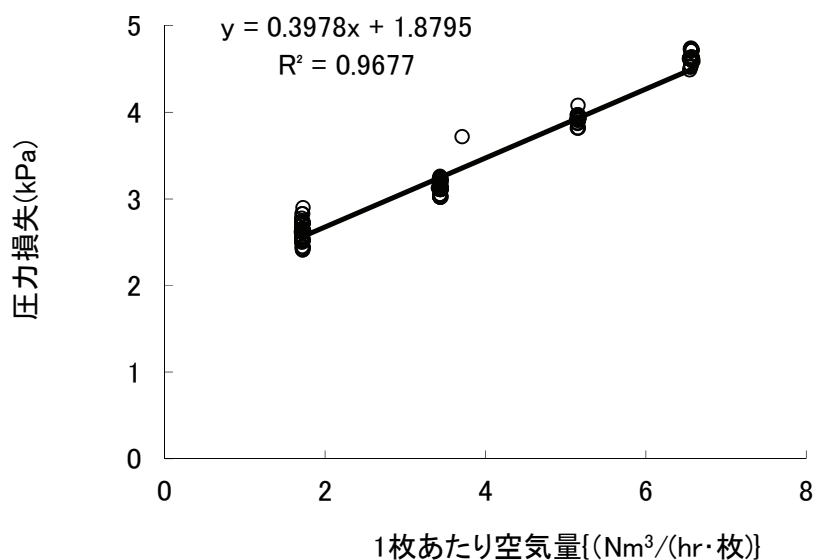


図 3-30 空気量と圧力損失

空気管圧損の計算を表 3-5 に示す。ここで空気管圧損は空気量の二乗に比例し、 $H_f = 4.26 \times 10^{-3} \times G_s^2$ で計算することができる。

次に図 3-28 のデータについて空気管圧損および散気装置圧損を計算し、メーカー予想性能曲線と同じ条件（吐出圧力 30kPa）に補正したデータを図 3-31 にプロットした。ここで圧力補正に用いた送風機のテストデータおよび回帰式を図 3-32 に示す。また補正式を式(3-15)に示す。

$$\text{軸動力(30kPa 補正)} = \text{軸動力(B kPa)} \times \frac{\text{出力(30kPa)}}{\text{出力(BkPa)}} \times \frac{\text{風量(BkPa)}}{\text{風量(30kPa)}} \quad (3-15)$$

表 3-5 空気管圧損計算書 (22m³/min 時)

番号	名称	流量 Q m ³ /min	管径 D mm	流速 V m/s	摩擦係数 損失係数 f	管長 L m	個数 n	損失計算		備考
								$hf = \frac{f \times V^2}{2 \times g} \times n$	$he = f \times \frac{L \times V^2}{D \times 2 \times g}$	
1	逆止弁	11.0	125	14.939	1		1	0.1		
2	仕切弁	11.0	125	14.939	0.05		1	0.0		
3	90° 曲管	11.0	125	14.939	0.18		1	0.0		
4	直管	11.0	125	14.939	0.03	2.00			0.1	
5	サイレンサー	11.0	125	14.939	1.5		1	0.2		
6	T 字管 (支→本)	22.0	150	20.749	1.2		1	0.3		
7	90° 曲管	22.0	150	20.749	0.18		3	0.1		
8	直管	22.0	150	20.749	0.03	22.00			1.0	
	小 計							0.7	1.0	= 1.7
	合 計							0.7	1.0	× 1.2 = 2kPa

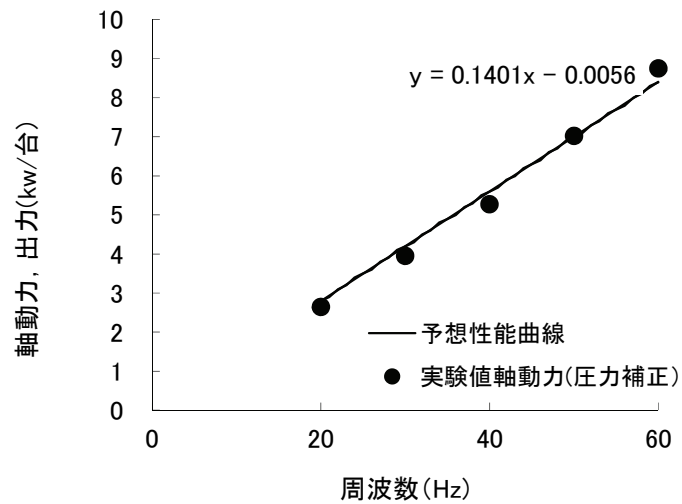


図 3-31 送風機の周波数に対する軸動力および予想出力(吐出圧力 30kPa)

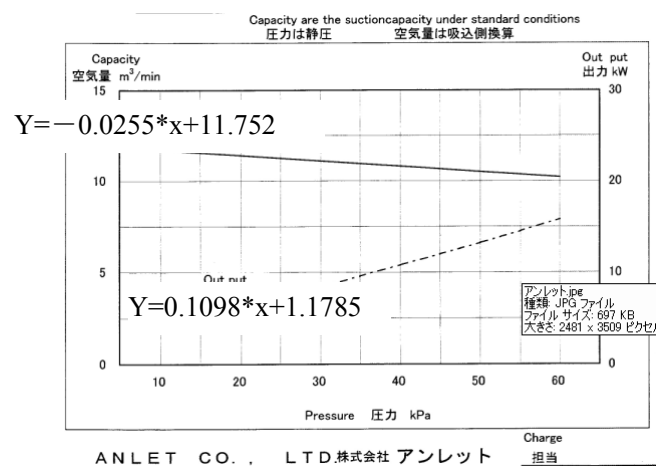


図 3-32 送風機の吐出圧力と空気量, 出力

図 3-31 に示すように，風量増加に伴う空気配管抵抗および散気装置抵抗を考慮に入れ圧力補正を行うことによって，送風機の消費電力を正確に計算し予測することが可能となった。

以上の検討結果より，二点 DO 制御の運転条件の一つである曝気風量と，曝気のための消費電力の関係を定式化することができた。

(3) 設計・操作上の取り扱い

(1)および(2)の検討結果から，実 OD 設備の水流発生装置および送風機の運転条件と，設備の消費電力の関係を，その他の運転条件と関連付けて定性的に検討することが可能となった。

第 4 節 考察

3-4-1 循環を有する押し出し流れ反応器の流動特性

無終端水路を高い循環倍率で循環する OD 水路は，1 周時間では押し出し流れ特性と水理的滞留時間では完全混合特性との 2 つの異なる流動特性を合わせ持つ¹²⁾とされている。循環を有する筒型反応器拡散モデルを用いて攪拌槽の流動を解析した Voncken ら¹³⁾は循環時間と拡散係数が系内の流動特性および反応効率を支配する操作因子であったとしている。

そこで，循環を有する押し出し流れ反応器の流動特性を定量的に明らかにすることを目的とし，図 3-33 に示す槽列モデルを用いて槽列数と循環倍率が流動特性に及ぼす影響を以下に検討する。

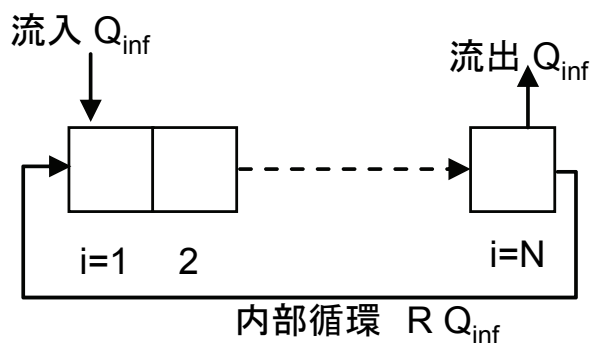


図 3-33 循環を有する押し出し流れ反応器槽列モデル

インパルス応答を模擬するために第 1 槽に $C_1 V_1 = 1$ となる初期濃度 $C_1, t=0$ を与え，第 N 槽における流出濃度 C_N, t の時間変化を求めた。各槽の物質収支式(3-16)に対して，初期条件および $C_i, t=0 = 0 (i = 2 \sim N)$ を与え差分法による数値計算を行った。ここで第 1 槽($i = 1$)の収支式では流入水（トレーサー濃度はゼロ）による希釈を考慮している。

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{RQ_{\text{inf}}}{V_i} C_N - \frac{(R+1)Q_{\text{inf}}}{V_i} C_i = \frac{C_{i-1} - C_i}{T_R/N} - \frac{C_{i-1}}{HRT/N} \quad (i=1) \quad C_o = C_N$$

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{C_{i-1} - C_i}{T_R/N} \quad (i=2 \sim N)$$
(3-16)

ここで C_i : 第 i 槽のトレーサー濃度(—)

HRT : 水理的滞留時間(= V/Q_{inf}) (hr)

T_R : 循環時間(= $V/(Q_R + Q_{\text{inf}})$) (hr)

N : 槽列数

OD 槽の流動特性を表すパラメーターとして槽列数 N と循環倍率 R を表 3-6 に示す 4 ケースの計算条件に変化させ計算を行った。

ここで, 循環倍率 R (—)は循環流量と流入水量の比であり, 式(3-17)を用いて計算される。式(3-17)より $R+1$ は水理的滞留時間と循環時間の比に等しく, 滞留時間の間に系内を循環する周回数を表している。

表 3-6 計算条件

ケース	槽列数 N	循環倍率 R
1	1	0
2	8	50
3	32	50
4	32	5

$$R+1 = \frac{Q_R + Q_{\text{inf}}}{Q_{\text{inf}}} = \frac{Q_R + Q_{\text{inf}}}{V} \frac{V}{Q_{\text{inf}}} = \frac{HRT}{T_R}$$
(3-17)

ここで R : 循環倍率(—)

Q_R : 循環流量(m^3/hr)

Q_{inf} : 流入水量(m^3/hr)

第 N 槽における流出濃度の経時変化を計算した結果を図 3-34 に示す。なお x 軸は実時間 t を HRT で除した無次元化時間を用いて表示した。図 3-34 から槽列数が $N=8$ と相対的に小さく循環倍率が $R=50$ と大きいケース 2 では, 循環無しの完全混合槽であるケース 1 とほぼ同様の応答が得られた。一方, $N=32$, $R=50$ のケース 3 では $t/HRT < 0.1$ の初期の時間範囲で大きく振幅したが, その後はケース 1 と同様の応答に収束した。一方, $N=32$ かつ $R=5$ のケース 4 では他と異なる応答を示したが, $t/HRT=1$ の時点では他のケースと同様の値に収束した。

以上の検討結果より, 循環を有する押し出し流れ反応器の流動特性は, 槽列数 N と循環倍率 R に影響を受けることが示された。また, インパルス応答において当初は押し出し流れ的な挙動を示し, その後均一化して完全混合的な挙動に遷移するなど, 対象とする時間範囲によって変化する複雑な流動特性を有することが示された。

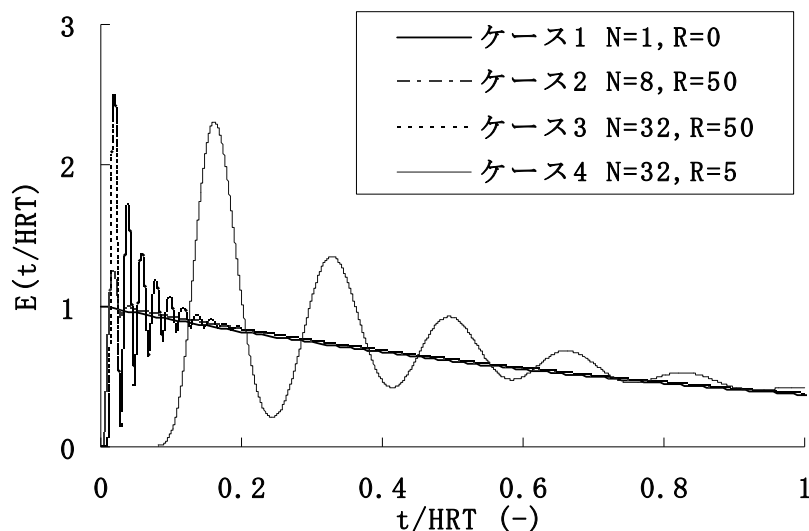


図 3-34 循環を有する押し出し流れ反応器の流動特性

3-4-2 槽列モデルを用いた K_La 算定手法と従来法との比較

前節で示したように循環を有する押し出し流れ反応器の流動特性が時間によって変化するということは、対象とする反応速度によってもその影響が異なる可能性を示唆している。例えば、曝気部での酸素溶解反応は生物反応と比べて反応速度が大きく、より短い時間範囲に出現する流動特性の影響を受けやすいと考えられる。

一方、 K_La 測定において単位時間当たりの酸素溶解量を求めるためには、系内平均 DO の時間変化を把握すればよい。空間的な DO 分布のある条件では、DO 測定値と系内平均値に偏差が生じるが、測定点を増やしていけば次第に平均値に収束する。系内での物質質量自体は保存されることを考慮すると、単位時間当たりの酸素溶解量を求める限りにおいては ASCE 標準¹⁴⁾や Boyle ら(1989)¹⁵⁾のような DO の多点測定も有効であると考えられる。

しかし、 K_La 自体の計算には飽和 DO 値と曝気部の DO 値の差を知る必要があるにも拘わらず、系内平均 DO と曝気部の DO には DO 勾配に起因する偏差が生じるため、多点測定で求めた K_La には一定の誤差が含まれると考えられる。

そこで、本研究で提示した槽列モデルを用いた K_La の解析方法と、多点測定を行う従来法について、モデルを用いた比較検討を行った。なお、ここでは槽列モデルで設定した K_La を「設定値 $K_{La_{tot}}$ (1/hr)」とし、ASCE 法による「推定値」と比較した。

(1) 計算方法

まず、あらかじめ槽列モデルを用いて DO の空間的・時間的分布を計算した。計算では槽列数 N の完全混合槽列を想定し、うち 1/8 が曝気槽、残り 7/8 が非曝気槽とした。各槽の初期値 $C_i, t=0$ を与え、時間刻み $\Delta t=1/K_{La}(\text{sec})$ で差分法により逐次計算を行った。計算時間は $4/K_{La}(\text{hr})$ とした。各パラメーターを表 3-7 に示す。

表 3-7 数理モデルパラメーターと設定条件

パラメーター	単位	数値
槽容量 V_{tot}	m^3	1600
飽和 DO 濃度 C_s	mg/L	10
設定条件	単位	数値
水理学的滞留時間 HRT	H	12
槽列数 N	—	16, 32, 64
$K_L a_{\text{tot}}$	1/h	1.0, 2.0, 4.0
循環倍率 R	—	144, 72, 36, 24
DO 計の設置数	—	1, 2, 4

計算した各地点における DO の経時変化から、任意の位置に DO 計を設置した場合の DO 経時変化データを設定条件ごとに抽出し、設置した DO 計の平均の経時変化データを作成した。ASCE 法により $K_L a$ の推定値を求め、モデルで与えた設定値 $K_L a_{\text{tot}}$ (1/hr) と比較した。ASCE 法における DO 計の設置箇所数は 1, 2, 4 箇所とし、設置位置は等間隔配置とした。この場合対照性を考慮すると各々 N, N/2, N/4 通りの設置パターンがある。

(2) 槽列数 N および DO 計の設置数の影響

循環倍率 $R=36$ (—), $K_L a_{\text{tot}}=2.0$ (1/hr) の条件で、槽列数 N および DO 計の設置数を変化させた計算結果を図 3-35 に示す。図のエラーバーは最大、最小を示す。DO 計設置数が少ないほど計算値のばらつきは大きく、DO 計 1 台の場合は $\pm 25\%$ 程度のばらつきとなった。DO 計の設置数を 4 台にするとばらつきは $\pm 4\%$ 程度に収束したが、その平均値は設定値 2.0(1/hr) に対して 6~13% 程度低い値となった。

完全混合を仮定する従来手法では、実験条件によっては実際の値より低く $K_L a$ が推定される場合があること、DO 計 4 台の平均値を用いても $\pm 4\%$ 程度のばらつきが生じるケースがあることが示された。

(3) 循環倍率 R と設定 $K_L a$ の影響

循環倍率 R が小さいと曝気部で上昇した DO が槽全体に伝播する所要時間が相対的に長くなる。一方、R が同一でも $K_L a$ が大きいと局所的な DO 上昇が大きくなり、地点によるばらつきが大きくなる。そこで、循環時間および $K_L a$ の設定値を変化させた場合に、ASCE 法での $K_L a$ 推定値に与える影響を以下に検討する。DO 計の設置数は 4 箇所とした。

図 3-36 の横軸に循環倍率 R(—)を、縦軸に $K_L a$ の設定値に対する推定値の比率を示す。循環倍率 R が小さく設定 $K_L a$ が大きい条件では、 $K_L a$ の推定値は設定値より小さく、設定 $K_L a=4$ (1/hr) かつ循環倍率 $R=12$ (—) の条件では設定値の約 73% であった。設定値と推定値の差が大きかった理由は、均一化するまでの時間が長く、空間的な DO 分布が大きかったためと考えられる。一方、循環倍率 R が大きく設定 $K_L a$ が小さい条件では推定値は設定値に近づき、ばらつきも小さかった。これは均一化するまでの時間が短く、空間的な DO 分布が小さかったためと考えられる。

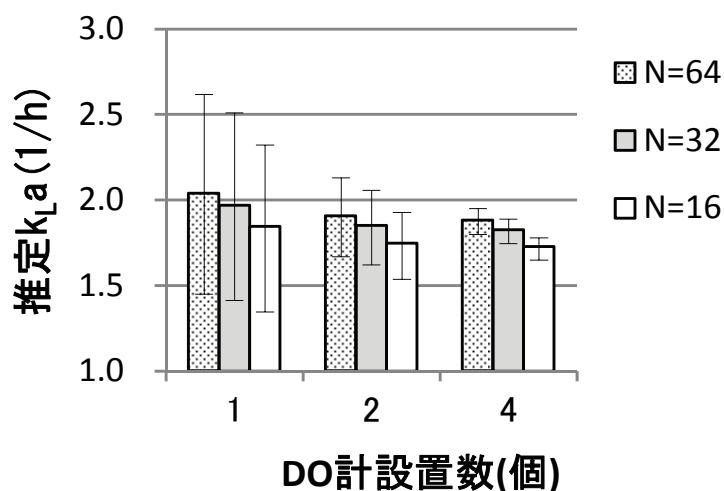


図 3-35 槽列数 N および DO 計設置数と K_La 推定値
(K_La 設定値=2.01/hr, 循環倍率 $R=36$)

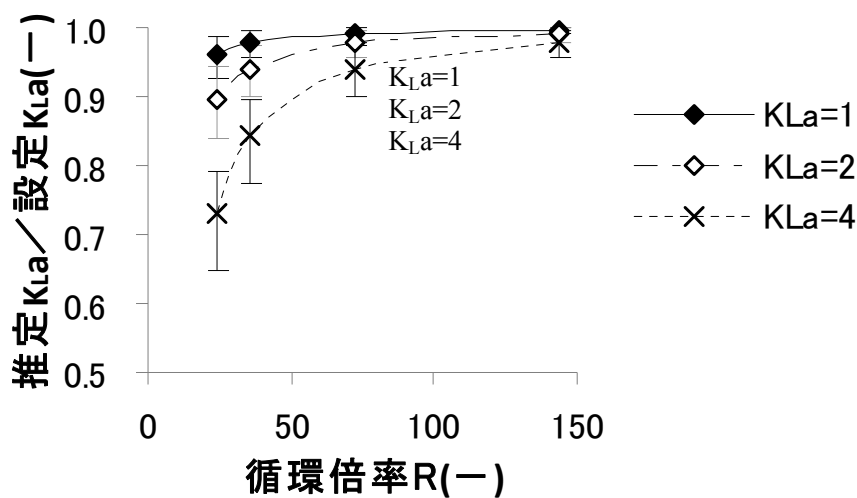


図 3-36 循環倍率 R が K_La 推定値に及ぼす影響

(4) 実験データを用いた検証と評価

以上の検討では、数値計算により K_La 測定手法の比較を行ない、槽列モデルを用いた K_La 解析に関する提案手法の、従来法である ASCE 法に対する優位性を明らかにした。次に、実際の測定データを用いて 2 つの手法により K_La を計算し、その結果について検証する。ASCE 法による K_La は以下のように計算した。

① K_La 測定時に、図 3-1 に示す断面 C,E,F,G および H の 5 断面に設置した 5 つの DO 計の経時変化データを測定する。ここで、断面 F は DO1、断面 H は DO2 に相当する。

② 5 つの DO 経時データから 2 つを選択し (${}_5C_2=10$ 通り)、その平均値を用いて K_La を計

算する。K_La の計算は、DO の時系列データが式(3-18)にフィットするように、最小二乗法を用いた非線形回帰 (Levenberg-Marquardt アルゴリズムを使用) によりパラメーターC*_∞, C₀および K_La を推定した

$$C = C_{*∞} - (C_{*∞} - C_0)e^{-K_L a t} \quad (3-18)$$

ここで C : DO 濃度(mg/L)

C*_∞ : 飽和 DO 濃度(mg/L)

C₀ : 初期 DO 濃度(mg/L)

K_La : 総括酸素移動容量係数(1/hr)

図 3-37 に、提案手法による K_La の計算値と、ASCE 法による 10 組ずつの計算値を示す。相対的に K_La の小さい実験番号 3-1, 3-4 および 3-7 では両者の計算値はほぼ一致したが、K_La が大きくなるほど ASCE 法による計算値のばらつきは大きくなった。このばらつきの原因は、OD 槽内に DO の空間分布が生じており、計算に用いた 2 つの DO 計の設置位置の組み合わせによって計算値が変化するためである。

K_La が大きいほど ASCE 法のばらつきが大きくなることは、図 3-36 の検討結果とも一致するが、一般に散気装置の性能評価は最高性能点で行なう場合が多いので、このような測定誤差は無視できるものではない。

このように、実験データを用いた検証においても、ASCE 法による K_La 計算値は DO 計の位置によるばらつきが大きいことが示され、OD 槽内の空間 DO 分布を再現しうる槽列モデルを用いた提案方法の優位性が示された。

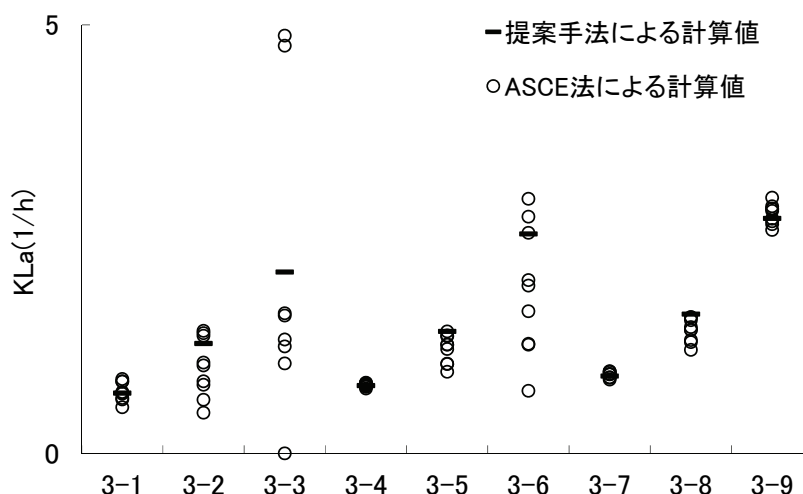


図 3-37 K_La 計算手法の比較

以上の検討から、実規模 OD 水路の流動特性を表しうる槽列モデルを用いて、DO 収支に基づく清水中での K_La 推定手法を構築し、従来法との推定精度の違いを明らかにした。

従来法では OD 槽の流動特性や $K_L a$ の設定値によって推定値およびそのばらつきが変化し、DO 計の設置箇所数を増やしても正確な $K_L a$ 推定が困難な場合があることが、数値計算および実験データによる検証から示された。結果的に、提案方法の優位性が示された。

3-4-3 水流発生装置の攪拌動力に関する水力学的考察

(1) 曝気の影響を考慮しない場合

Argman ら¹⁶⁾は横軸型のアレータを用いた OD 槽について摩擦損失、曲がり損失など水理上の解析を行い、ローターの投入動力との釣り合いから平均流速を計算している。開水路の損失水頭はマニング式で計算される直線部の損失水頭と曲線部の損失の抵抗の合計で式(3-19)で表される。

$$\Delta h = H_f + H_c = \frac{n^2 \cdot v^2 \cdot L}{R^{4/3}} + N \cdot f_c \cdot \frac{v^2}{2g} = \left(\frac{n^2 \cdot L}{R^{4/3}} + N \cdot f_c \cdot \frac{1}{2g} \right) v^2 \quad (3-19)$$

ここで H_f : 直線部損失水頭(m)

H_c : 曲線部損失水頭(m)

n : マニングの粗度係数 0.013 (コンクリート水路)

v : 平均流速(m/s)

L : 直線部水路長(m)

R : 径深(m)

f_c : 曲線部損失係数 0.04~0.2 (90° に対して) Raju

N : 曲線部(90°)の数

一方、動力 P (kW)の水流発生装置による水頭の増加を Δh (m)とすると

$$P = \frac{\rho \cdot g \cdot Q_R \cdot \Delta h}{\eta} = \frac{\rho \cdot g \cdot A \cdot v \cdot \Delta h}{\eta} \quad (3-20)$$

ここで ρ : 水の密度 1000kg/m³

g : 重力加速度 9.8m/s²

Q_R : 循環流量 $= A \cdot v$

A : 水路断面積(m²)

v : 水路平均流速(m/s)

η : 効率

式(3-19)と式(3-20)より、水路の平均流速は式(3-21)で表される。

$$v = \left(\frac{P \cdot \eta}{\rho \cdot g \cdot A} \cdot \frac{R^{4/3}}{n^2 L + R^{4/3} N f_c / 2g} \right)^{1/3} \quad (3-21)$$

$$= a \cdot P^{1/3}$$

ここで a : 係数

図 3-38 に水深 2.5m の時の投入動力密度に対する平均流速をプロットした。平均流速は投入軸動力密度の 1/3 乗の曲線とよく一致し、係数 $a=0.21$ であることが示された。

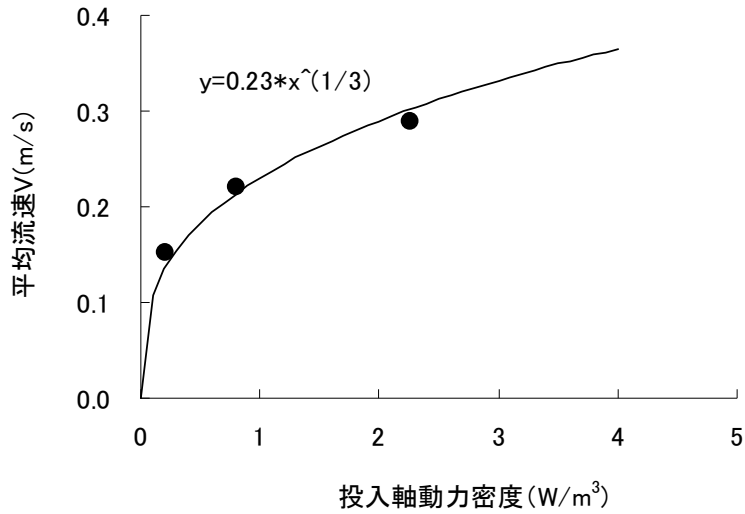


図 3-38 投入動力密度と平均流速

(2) 曝気の影響を考慮する場合

次に曝気時の流速について以下に考察した．曝気時には水路損失に加えて，曝気による水面上昇に起因する水路損失抵抗の増加を考慮する．水面上昇 H_{up} は下式より求めた．

$$H_{up} = \frac{G_s/60 \cdot T_{up}}{A_{aer}} \quad (3-22)$$

ここで G_s : 曝気量(m^3/min)

T_{up} : 気泡上昇時間(sec) 実測値 5sec

A_{aer} : 曝気装置設置面積 $= 4.5 \times 18 = 81m^2$

水面上昇を考慮した水路の損失水頭は下式で表される．

$$\Delta h = H_f + H_c + H_{up} \\ = \frac{n^2 \cdot v^2 \cdot L}{R^{4/3}} + N \cdot f_c \cdot \frac{v^2}{2g} = \left(\frac{n^2 \cdot L}{R^{4/3}} + N \cdot f_c \cdot \frac{1}{2g} \right) v^2 + k_{up} \cdot H_{up} \quad (3-23)$$

ここで k_{up} : 係数

曝気無しのとときと同様に水流発生装置による投入動力との釣り合いを考えると

$$\Delta h = \left(\frac{n^2 \cdot L}{R^{4/3}} + N \cdot f_c \cdot \frac{1}{2g} \right) v^2 + k_{up} \cdot \frac{G_s/60 \cdot T_{up}}{A_{aer}} = \frac{P \cdot \eta}{\rho \cdot g \cdot A \cdot v} \quad (3-24)$$

となり，整理すると次式となる．

$$P = \frac{1}{a} v^3 + b \cdot G_s \cdot v \quad (3-25)$$

ここで a, b : 係数

ここで曝気量 $G_s = 0m^3/min$ の場合は右辺第二項が 0 となるため，式(3-21)と等しくなる．実験データの G_s, v および P のデータセット ($N=12$) から，計算動力と実測値の残差が最

小となるような b を繰り返し計算により求めたところ、 $b=0.410$ であった。

次に、軸動力（投入軸動力密度）と空気量が与えられた場合、式(3-25)は流速 v に対する 3 次方程式となり、 v を繰り返し変化させて近似解を求めることができる。 $a=0.21$ 、 $b=0.41$ を与えた場合の計算結果と実測データを投入軸動力密度を横軸にとって整理したものを図 3-39 に、空気量を横軸にとって整理したものを図 3-40 に示す。

計算曲線は実験データとよく一致し、曝気量による水面上昇を考慮することで、平均流速を近似計算可能なことが示された。

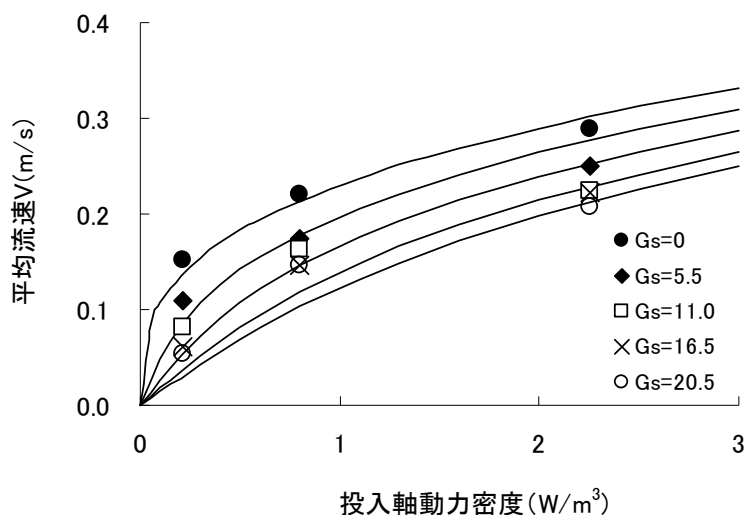


図 3-39 水流発生装置における空気量別の投入動力密度に対する平均流速

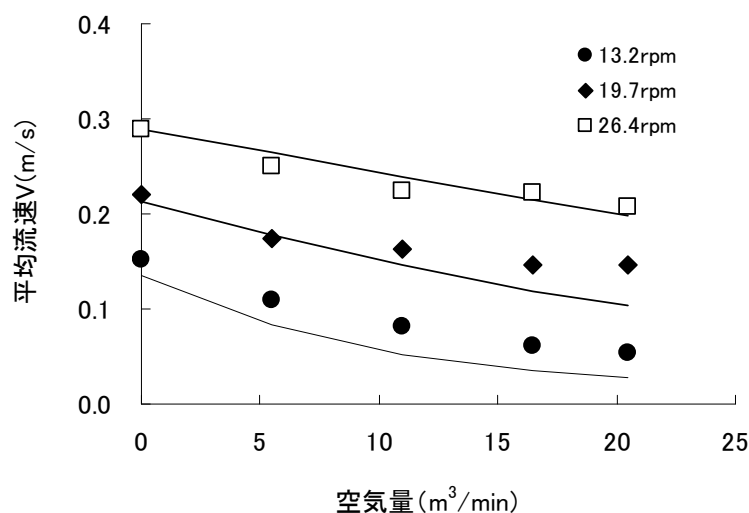


図 3-40 水流発生装置における回転数別の空気量に対する平均流速

(3) 設計・操作上の取り扱い

以上の考察から、曝気によるガスホールドアップを組み込んだ式(3-25)を用いて、空気量の増加による平均流速の低下を定量的に表現することができた。

この結果を用いれば、水路の形状抵抗および曝気による抵抗の和と投入動力の釣り合い

から、水路流速および消費電力を計算することが可能となる。

3-4-4 酸素供給効率の算定

ここでは第3節に示した $K_L a$ および消費電力の実験データに基づき式(3-26)により酸素供給効率を求める。なお、本実験で用いたシステムは曝気と攪拌を独立して行うため、水流発生装置と送風機の合計軸動力により酸素供給効率を計算する。

$$\begin{aligned} E_p &= \text{SOTR} / (\text{水流発生装置軸動力量} + \text{送風機消費電力量}) \\ E_p' &= \text{SOTR} / (\text{水流発生装置消費電力量} + \text{送風機消費電力量}) \end{aligned} \quad (3-26)$$

ここで E_p : 軸動力ベースの酸素供給効率(kgO_2/kwh)

E_p' : 消費電力ベースの酸素供給効率(kgO_2/kwh)

計算結果を表 3-8 に示す。軸動力は消費電力 $\times 0.8$ として求めた。最大風量 ($20.5\text{m}^3/\text{min}$) における酸素供給効率は水流発生装置の回転数 19.7rpm において $3.1(\text{kgO}_2/\text{kwh})$ と研究上の目標値 $3.0(\text{kgO}_2/\text{kwh})$ を上回った。

表 3-9 に示した各種表面曝気装置の酸素供給効率 $2.0\sim 2.2\text{kgO}_2/\text{軸 kwh}$ と比べ約 1.5 倍と高い酸素供給効率を得られた。

以上の検討結果より、実証実験で用いる OD 設備の清水中における消費電力特性を定量的に把握することができ、実負荷運転における消費エネルギーの解析に利用可能な知見を得た。

表 3-8 曝気動力効率

kla測定 実験番号	水深h (m)	Gs (Nm^3/min)	回転数 (rpm)	SOTR (kg/h)	水流発生 装置 (kw)	送風機 (kw)	P(消費電 力) (kwh)	P'(軸) (kwh)	$E_{p(\text{軸})}$ (kg/kwh)	E_p' (kg/kwh)
1-1	1.54	10.25	19.7	17.5	2.3	6.6	8.9	7.1	2.0	2.5
2-1	2	10.25	19.7	23.4	2.5	7.7	10.2	8.2	2.3	2.9
3-1	2.5	5.5	13.2	15.5	1.4	5.0	6.5	5.2	2.4	3.0
3-2	2.5	11	13.2	27.1	1.4	8.9	10.3	8.2	2.6	3.3
3-3	2.5	20.5	13.2	42.3	1.4	18.0	19.4	15.5	2.2	2.7
3-4	2.5	5.5	19.7	18.0	2.6	5.0	7.6	6.1	2.4	3.0
3-5	2.5	11	19.7	31.2	2.6	10.0	12.6	10.1	2.5	3.1
3-6	2.5	20.5	19.7	53.1	2.6	18.6	21.2	17.0	2.5	3.1
3-7	2.5	5.5	26.3	19.1	5.6	5.0	10.6	8.5	1.8	2.3
3-8	2.5	11	26.3	34.0	5.6	10.3	15.9	12.7	2.1	2.7
3-9	2.5	20.5	26.3	56.2	5.6	18.8	24.4	19.5	2.3	2.9

表 3-9 各種 OD 曝気ローター性能値¹⁷⁾

形式	酸素供給効率 $\text{kgO}_2/\text{軸 kwh}$	性能確認値 $\text{kgO}_2/\text{軸 kwh}$	備考
縦軸曝気装置	2.2	2.0	清水
横軸曝気装置	2.1	2.0	清水
スクュー型曝気装置	2.0	—	汚水換算値

第 5 節 結語

高負荷二点 DO 制御 OD 法を実規模へスケールアップするために、曝気と攪拌を独立に運転可能な散気式 OD システムを導入し清水実験を行い以下の知見が得られた。

三次元流速分布は水路軸方向流速が合成ベクトルの 90%以上を占めており、一次元流れが卓越していた。ただし、散気装置の付近では曝気に伴う断面方向の二次流れが観察され、相対的に水路流速が小さく空気量が多い条件では局所的な逆流も観察された。これらの 3 次元流速分布に関する知見および流速定結果を基礎として、トレーサー試験を実施した。

トレーサー試験で得られたデータを完全混合槽列モデルによる解析を行った結果、槽列数 65~100 と高い押し出し流れ特性が観察された。三次元流速測定において観察された局所的な逆流現象などはトレーサー試験結果に影響を与えていないことを確認した。この結果により、OD 槽全体で見たマクロ的な流動特性が一次元の槽列モデルで近似的に表現することができるとともに、実 OD 水路の流動特性を定量的に解析可能となり、DO 分布の解析を行うための基礎的な知見を得ることができた。

槽列モデルと DO 収支モデルに基づく K_La 算出手法を構築し、非定常法による K_La 測定時の階段状の DO 上昇を良く再現することができた。この結果から、槽列モデルを基礎として構築した DO 収支モデルが、OD 水路内の DO の時間的および空間的分布を予測可能であることを確認し、実負荷条件における DO 分布解析に利用可能な基礎的な知見を得た。

曝気量および水流発生装置回転数などの操作因子と K_La の関係について整理し、同一曝気量においても水路流速が増加するほど K_La が増加することを明らかにした。この結果より、二点 DO 制御 OD 法の設計・操作因子である曝気量および水路流速が相互に及ぼしあう影響を定量化することで、実プロセス解析のための知見を得ることができた。

攪拌動力および曝気動力について理論式と実験データに基づく解析を行い、操作因子と消費電力の関係を明らかにした。これにより、実設備の運転条件と消費電力特性について解析することが可能となった。

循環を有する押し出し流れ反応器の流動特性についてシミュレーションによる解析を行い、対象とする時間範囲によって押し出し流れから完全混合に遷移する複雑な挙動を示すことを明らかにした。

槽列モデルに基づく K_La 算定手法と従来法との比較検討を行い、従来法では条件によっては正確な K_La 推定が困難な場合があることが示された。

本実験で用いた縦軸水流発生装置を用いた散気式 OD システムでは、最高 $3.1\text{kgO}_2/\text{kwh}$ と従来の表面曝気装置の約 1.5 倍の高い酸素供給効率が得ることができた。

-
- ¹⁾ 日本下水道協会(1997), 下水試験方法 1997 年版上巻, p.287
- ²⁾ ASCE(American Society of Civil Engineers)(2007), Measurement of oxygen transfer in clean water, Standards ASCE/EWRI 2-07
- ³⁾ 土木学会 環境工学委員会(2003), 環境工学数式・モデル・数値集, 丸善, p.74
- ⁴⁾ 2 に同じ
- ⁵⁾ W. C. Boyle, M. K. Stenstrom, H. J. Campbell, Jr. R. C. Brenner (1989), Oxygen transfer in clean and process water for draft tube turbine aerators in total barrier oxidation ditches, J. WPCF., 61, 1449
- ⁶⁾ 柏谷衛, 安中徳二, 及川直也(1971), 散気式エアレーションタンクの酸素移動 (2 報), 衛生工学研究討論会講演論文集, 第 7 回, pp.91-100
- ⁷⁾ R. Wiess, (1970), The solubility of nitrogen, oxygen, and argon in water and seawater, Deep-Sea Res., 17, pp.721-35
- ⁸⁾ <http://www.gva-net.de/>
- ⁹⁾ 多田豊 (2008), 化学工学改定第 3 版, 朝倉書店, p272
- ¹⁰⁾ 化学工学協会編、(1978)、化学工学便覧改定四版、丸善株式会社、p1318
- ¹¹⁾ 10)に同じ
- ¹²⁾ A. J. Rachwal, D. W. M. Johnstone, M. J. Hanbury, W. F. Carmichael (1983), Chapter5 An intensive evaluation of the Carrousel system In Oxidation Ditches in Waste-water Treatment, D. Barnes, C. F. Forster, D. W. M. Johnstone, p. 46, Pitman Books
- ¹³⁾ R.M. Voncken, D.B. Holes and H.W. Hartog (1964), Fluid flow in turbine-stirred, baffled tanks-II dispersion during circulation, Chemical Engineering Science, Vol.19, pp.209-213
- ¹⁴⁾ 2)に同じ
- ¹⁵⁾ 5)に同じ
- ¹⁶⁾ Y. Argman, E. Dpirake (1974), Engineering aspects of wastewater treatment in aerated ring-shaped channels, Water Research, 8 pp317-322
- ¹⁷⁾ 日本下水道事業団 (2011), 機械設備標準仕様書平成 23 年版

第 4 章 実規模実験による処理特性の検討

第 1 節 序説

本技術の実用化に向けた最終段階として、N 浄化センターの No.2 OD にフルスケールの実験設備を設置し、実際の流入下水を用いて 1 年間を通じた処理性能・処理特性を把握するための実負荷実験を行った。実験期間中は実験装置による全量処理、すなわち本処理場の生物処理機能をすべて担うこととなり、放流水質への影響も含めて単なる実験以上の意味を持つと同時に重大な責任を負うこととなった。

共同研究参加者である高知県、香南市、日本下水道事業団、高知大学、前澤工業と維持管理業者である土佐衛生管理など各者の協力を経て、2010 年 4 月 6 日より 2011 年 3 月末まで 1 年間の連続実験を行った。

第 2 節 実験方法

4-2-1 実験設備

実規模実験へのスケールアップにあたっては、ベンチスケール実験および実規模清水実験の結果を踏まえ、特に以下の点に留意して施設の設計を行った。

- 1) 好気ゾーンと無酸素ゾーンの比率はおおむね 3:4 となるように設計し、散気装置の設置箇所および DO 計の位置を決定した。
- 2) 循環流速の制御範囲は最低流速を考慮して 0.1~0.3m/s 程度を目安に設計し、水流発生装置の制御範囲は、回転数で 13.2~26.3rpm の範囲とした。
- 3) 幅広い流入負荷に対応するため、曝気風量の制御は送風機の台数制御と回転数制御を併用し、かつ上流側 DO 設定値は可変とした。
- 4) ベンチスケール実験では各槽に攪拌機を設けて汚泥沈降を防止したが、実規模実験では循環流速のみで汚泥沈降を防ぐ必要があるため、1 日 1 回 1 時間程度曝気を停止し高速攪拌を行い汚泥の堆積を予防した。

実験設備のフローを図 4-1 に、配置図を図 4-2~図 4-3 に示す。No.2OD 槽は RC 製で一般的な馬蹄形形状である。水路の諸元は水路幅 4.5m、水路長約 165m である。運転水位は約 1.5m とした。

実験設備の諸元を表 4-1 に示す。実験設備は前段の生物リン除去設備、OD 設備および最終沈殿池設備からなる。

生物リン除去設備はリンの吐き出しを目的とした設備で、受水槽および 2 基の嫌気槽からなる。受水槽は鋼製タンク(有効容量約 10m³)であり、原水の一部が流入し残りは直接 OD 槽に流入した。嫌気槽はポリエチレン製タンク(有効容量約 20m³)であり、原水の一部と返送汚泥の一部が流入した。受水槽および嫌気槽には汚泥の堆積を防ぐために攪拌機を設置した。

OD 設備は水流発生装置、散気装置、送風機、水位調整ポンプなどからなる。水流発生

装置は 16 枚の羽根を有する縦軸型の水flow発生装置で、今回高負荷二点 DO 制御 OD 法を実用化するためにオランダより技術導入したものであり、国内では初めての稼動となる。本機は、OD 水路のコーナー部に設置し、回転数を変化させることで池内流速を制御可能となっている。水flow発生装置の攪拌羽根は、流れ方向に鉛直の平羽根で水深方向の断面形状が同一であり水位 0m からの運転が可能のため、一般的な表面曝気装置に比べて極めて水位変動に強い構造となっている。また直線部と比較し水路損失抵抗の大きいコーナー部に設置することで消費エネルギーの軽減を目指しているほか、水中に稼動部品が無くメンテナンスが容易となっている。散気装置は従来のセラミック式散気装置などと比べ圧損が低く目詰まりしにくく酸素溶解効率の高いメンブレン式の散気装置を使用している。送風機は一般的なルーツ式で回転数制御により省エネ運転が可能となっている。水位調整ポンプは実験期間中の仮設備で、OD 槽の水位を下げて所定の高負荷条件での運転を可能とするための設備である。本実験では実績の流入水量と設計 HRT を考慮して、計画水位 2.5m に対して運転水位 1.5m の低水位運転を行うこととした。

OD 槽から流出した活性汚泥混合液は、流出ピットを経由して、最終沈澱池に流入する。流出ピットには流出可動堰、流出ゲートおよび連絡ゲートが設置されている。連絡ゲートを通じて No.1 系と No.2 系が配管で連通しており、異なる系列の OD 槽から最終沈澱池まで相互に流入させることが可能となっている。

最終沈澱池設備は、実設備として別途設置済みのものを実験に利用した。沈澱池は直径 16.7m の円形沈澱池で側水深は 3.0m である。計画水面積負荷は、日最大水量 $1,750\text{m}^3/\text{d}$ に対して $8\text{m}^3/\text{d}$ と、標準的な値を採用している。最終沈澱池に流入した活性汚泥混合液は、池中央に設置された円筒状のフィードウェル内から周縁部に向かって拡散しながら沈降する。上澄水は池外周部のコンクリートトラフ上に設置された銅製三角ノッチから均等に越流する。一方、沈降した汚泥は汚泥掻き寄せ機により中央下部の集泥ピットに掻き寄せられる。汚泥掻き寄せ機は中央駆動懸垂型で沈降促進用のピケットフェンスと浮上スカム掻き取り用のスカムスキマーを具備し、低速で連続回転しながら汚泥を掻き寄せる。集泥ピット内の汚泥は返送汚泥ポンプにより引抜配管経由で引き抜かれ、OD 設備へと返送される。また、引抜汚泥の一部は余剰汚泥として汚泥処理設備へ圧送される。返送汚泥ポンプは最終沈澱池に隣接する地下の汚泥ポンプ室に 1 系列あたり 2 台設置され、吐出量は $1.3\text{m}^3/\text{min}$ （固定速）で、計画返送汚泥率は 100～200% である。

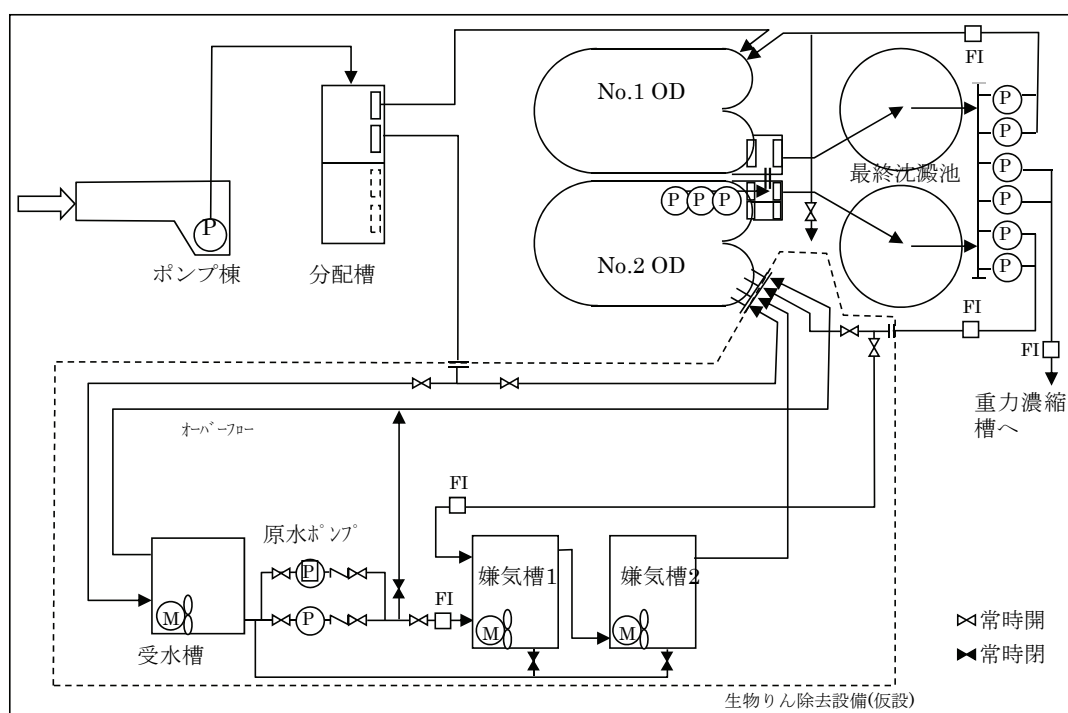


図 4-1 実験設備フローシート

表 4-1 実験装置機器仕様

機器名称	型式	仕様	電力	台数
生物リン除去設備				
受水槽	PE タンク	10m ³	—	1
原水供給ポンプ	渦巻きポンプ	1.4m ³ /min × φ80×65	2.2	2(1)
嫌気槽	PR タンク	20m ³	—	2
嫌気槽攪拌機	水中ミキサー	φ220	0.25	2
OD 設備				
水流発生装置	縦軸攪拌機	φ1.5m	4.0	2
散気装置	メムブレン式	EPDM, 7Nm ³ /hr	—	6 基
送風機	ルーツブロワ	φ125 × 11m ³ /min × 3000mmAq	11	3(1)
OD 水位調整ポンプ	水中汚水ポンプ	φ80 × 1.2m ³ /min × 5mH	3.7	2
現場動力制御盤	自立型			

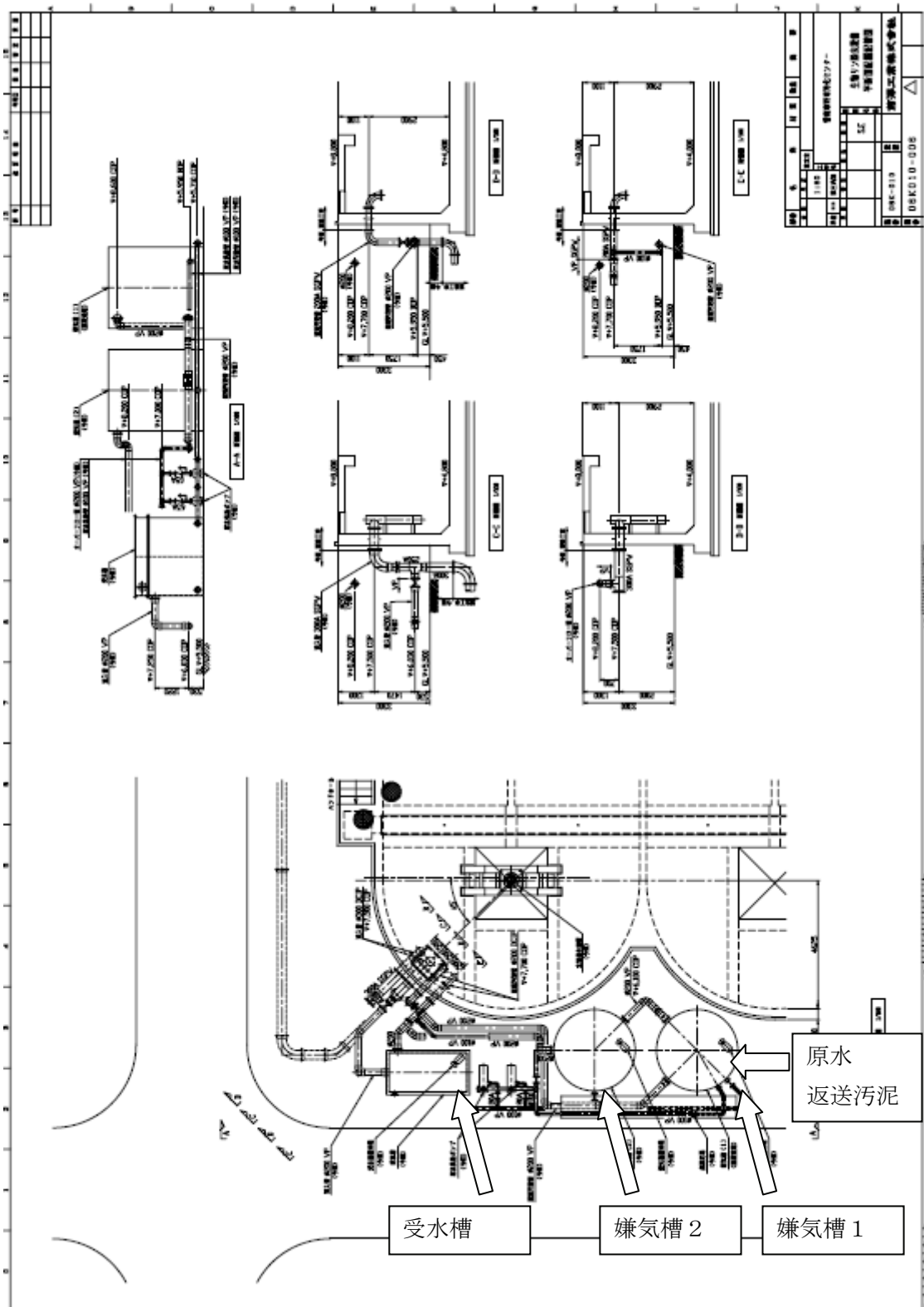


図 4-2 No.2 OD 配置図 (生物リン除去設備)

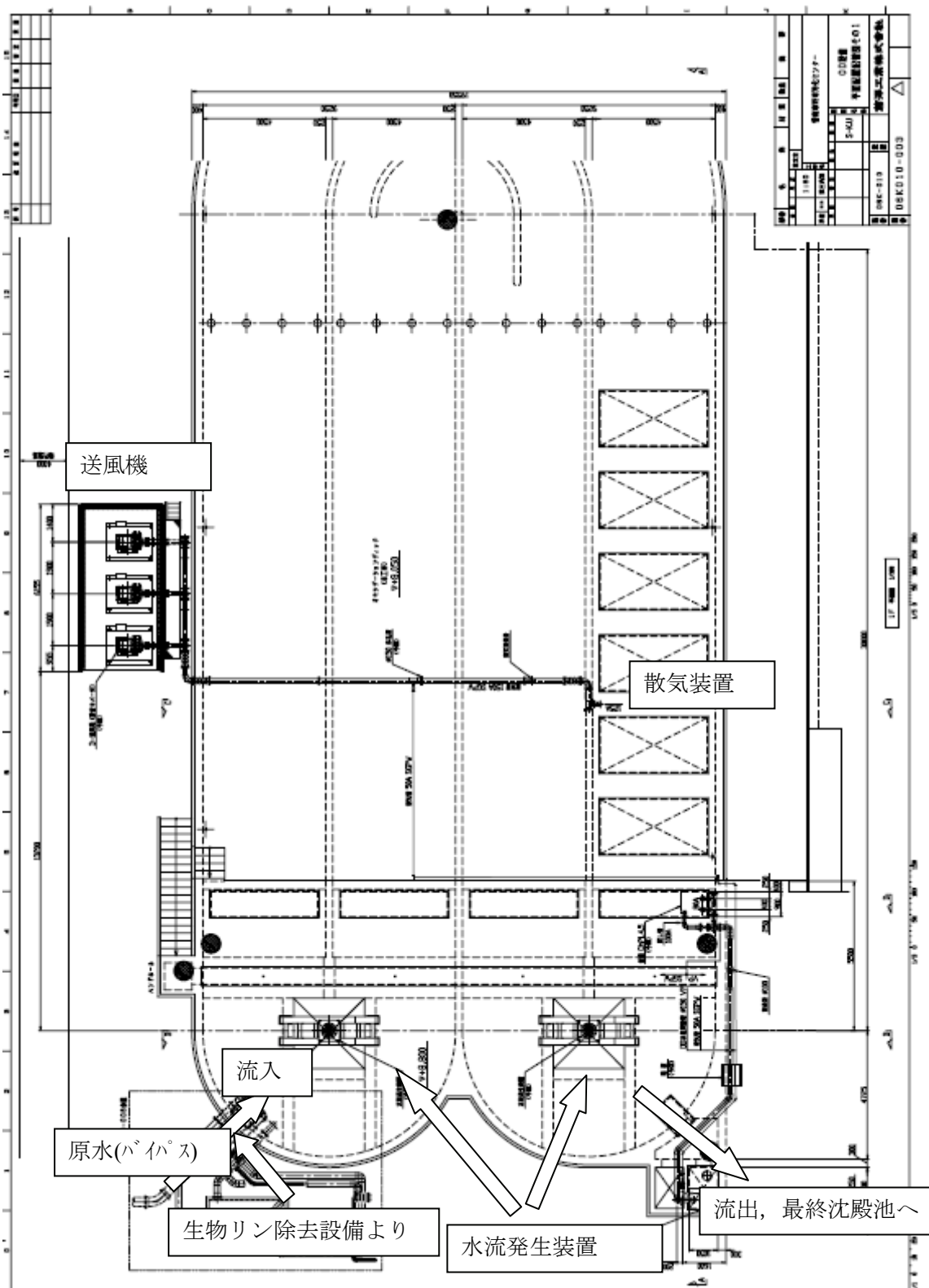


図 4-3 No.2OD 配置図 (OD 槽)

4-2-2 運転方法

実負荷実験における処理施設の運転方法を以下に示す。

①実験設備への流入

処理場への流入下水および場内返流水がポンプ井にて混合し、主ポンプにより分配槽へ揚水後、分配槽から OD 槽へ自然流下する。実験期間中はその全量が No.2 系列へ流入し実験設備の原水となった。原水は通常受水槽に流入するが、降雨時などに水位が上昇した場合、その一部は OD 槽に直接オーバーフローし流入した。

②生物リン除去設備

受水槽に流入した原水は、原水ポンプにより嫌気槽 1 に供給した。原水ポンプ流量は $0.65\text{m}^3/\text{min}$ に設定し、2010 年 10 月 15 日以降は $1.0\text{m}^3/\text{min}$ に設定した。朝晩や降雨時などポンプ能力を超える流入があった場合は流入バイパス管および受水槽オーバーフロー管を通じて OD 槽に直接流入させた。

嫌気槽では底部に設置した水中攪拌機により沈降防止のための攪拌を連続的に行った。嫌気槽 1 には原水および返送汚泥の一部が供給された。返送汚泥率は約 100% で当初はその全量が嫌気槽へ供給されたが、2010 年 10 月 15 日以降は約 50% を嫌気槽 1 に、残りの約 50% は直接 OD 槽へ流入させた。嫌気槽 1 の流出水は嫌気槽 2 を経由して OD 槽に流入させた。

③OD 槽

OD 槽には水流発生装置 2 台を設置し、また散気装置 6 基を設置して、隣接する送風機室に設置したルーツブロワ 3 台（うち 1 台予備）から空気を供給し曝気を行った。

OD 槽の高負荷条件を実現するために、OD 槽に設置した 3 台の水位調整ポンプを用いた低水位運転も行った。この場合の運転水位は、計画水位約 2.5m に対して運転水位 1.5m とし約 1m 低下させた。降雨時などにポンプ能力を超える流入があった場合は OD 水位が上昇し、一定水位以上になると流出可動堰から越流した。

④最終沈殿池

最終沈殿池は基本的に No.2 終沈 1 池の運用としたが、大降雨時には設備保全のため連絡ゲートを開放して 2 池運転とした。

4-2-3 DO 制御方法

2 箇所を設置した蛍光式 DO 計の指示値をそれぞれ一定に保つように、曝気量と水流発生装置の回転数を制御した。それぞれの制御方法について以下に述べる。

(1) 送風機の制御

ベンチスケール実験では送風機の運転台数制御のみで曝気量を制御したが、実規模実験では運転台数制御に加え回転数制御を併用した。これにより、連続的で滑らかな曝気量の変更が可能となった。図 4-4 に送風機の制御ブロック図を示す。回転数制御は 2 段のカスケード制御とした。主制御ブロック（マスター）において DO 値の偏差に対して制御風

量を演算し、演算した風量を従制御ブロック（スレーブ）の設定値とし送風機の回転数を演算した。また演算風量の設定値により送風機の運転台数を切り替えた。送風機は3台中2台を切り替えスイッチにより選択し、1台は予備とした。2台同時運転の際の送風機回転数は2台とも同一とした。

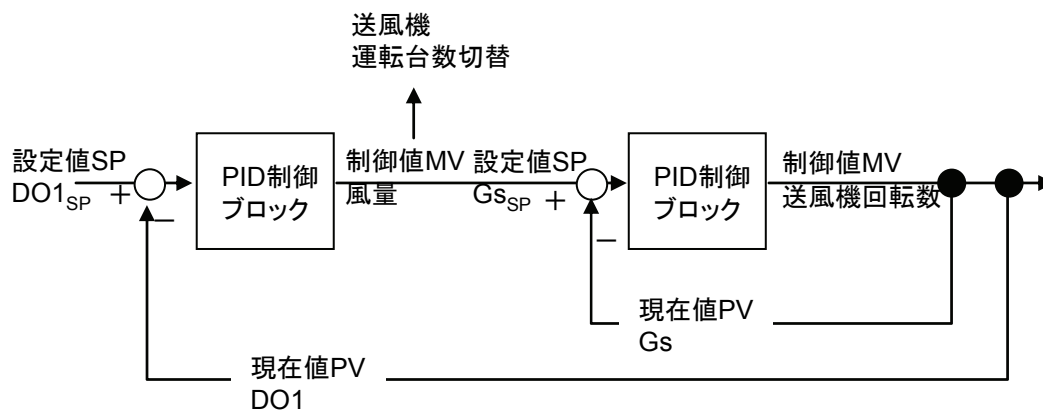


図 4-4 送風機の制御ブロック図

(2) 水流発生装置の制御

①基本的な制御方法

循環流速はベンチスケール実験と同様に回転数制御により行った。基本的な制御アルゴリズムでは、ベンチスケール実験と同様に上流側 DO 値 (DO1) を固定し、下流側 DO 値 (DO2) が低下した場合は循環流速を増加させ、DO2 が増加した場合は循環流速を低下させた。ただし、清水実験の結果から汚泥の沈降を防止するための最低流速 0.1m/s を考慮し、水流発生装置の回転数を 13.2~26.3rpm の範囲で制御した。この場合、水流発生装置の制御範囲は最大/最小 = 2 となり、負荷が極端に低い場合や高い場合あるいは上流側 DO 設定値が流入条件に対して適正でない場合には、流速制御による DO2 の維持が困難となる。このような場合には、基本の制御アルゴリズムに加え、次に示す DO1 の可変制御を併用した。

②上流側 DO 設定値可変制御

上流側 DO 設定値可変制御アルゴリズムでは、プロセスの運転条件から流入負荷の高低を判定し、それに合わせて上流側 DO 設定値を変化させる運転を行った。判定に用いる運転条件としては水流発生装置の回転数と下流側 DO 値を組み合わせで使用した。例えば、水流発生装置の回転数が低いにもかかわらず下流側の DO 値 (DO2) が高い場合は低負荷と判定し DO1 の設定値を低くし、水流発生装置の回転数が高いにもかかわらず DO2 が低い場合は高負荷と判定し DO1 の設定値を高くした。

具体的には回転数および DO1 の高低を、4 段階の判定基準（値の大きい順に HH, H, L, LL とした）を用いて 5 段階で評価し、各々の評価段階の 25 通りの組み合わせに対して、上流側 DO 設定値を 5 段階に変化させた。表 4-2 に可変制御トリックスの例を示す。

各運転条件が H および HH 以上の場合はレベル高および最高と判定し、L および LL 以下の場合は低および最低と判定する。L と H の間の場合は中間レベル N と判定する。

例えば、水流回転数が HH（最高領域）で DO2 が LL（最低領域）の場合、高負荷と判断し DO1 を最高値⑤3.0mg/L に変更する。一方、水流回転数が LL（最低領域）で DO2 が HH（最高）の場合、低負荷と判定し DO1 を最低値①1.0mg/L に変更する。

表 4-2 上流側 DO 値(DO1)可変制御マトリックスの例

		下流側 DO2				
	レベル	最低 LL	低 L	中間 N	高 H	最高 HH
水流発生装置 回転数	最低 LL	④	②	②	①	①
	低 L	④	②	②	①	①
	中間 N	④	③	③	②	①
	高 H	⑤	④	④	②	①
	最高 HH	⑤	④	④	②	①

※設定値の例（単位：mg/L）：①1.0，②1.5，③2.0，④2.5，⑤3.0

※低流速でも DO2 が高い場合は上流側 DO 設定値を低くする。高流速でも DO1 が低い場合は設定値を高くする。

図 4-5 に水流発生装置の制御ブロック図を示す。DO 値の現在値と目標値の偏差を最小とするように水流発生装置の回転数を演算した。2 台の水流発生装置の回転数は同一とした。本法では夜間の低負荷時に水路流速が低下するため、OD 槽内での汚泥の堆積を防止するために 1 日 1 回の攪拌時間を設けた。攪拌時間はタイマー設定により毎日 5:00～6:00 の 1 時間とし、その間は曝気を停止した。

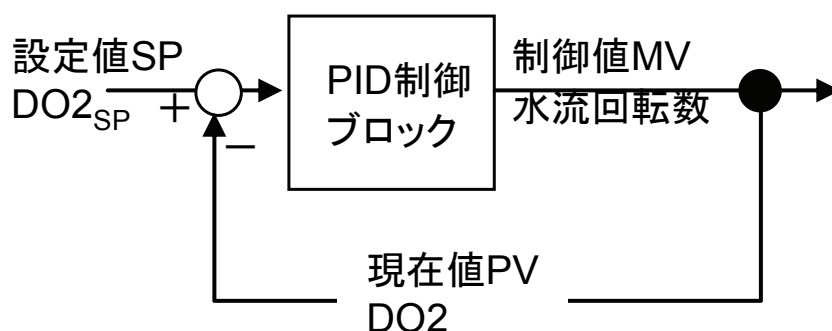


図 4-5 水流発生装置の制御ブロック図

4-2-4 計装および処理場月報

表 4-3 に自動記録項目を示す。ポンプ棟 B1F に設置したデータロガー（キーエンス GR3500）で原水水温・流量を記録した。OD 槽上制御盤内の PLC（オムロン SPU データ収集ユニット）にてその他データを記録した。各データは 1 分毎にメモリーカードに記録され、CSV データとして PC に取り込んで処理を行った。

表 4-4 に処理場月報に記載された各種データを示す。処理場全体の物質収支や処理性能にかかわるデータは必要に応じて月報より引用することとした。

表 4-3 自動記録項目

No	名 称	測定位置	測定方法
	ポンプ棟		
	原水水温	ポンプ井	測温抵抗体 PT100
	原水流量	主ポンプ吐出ヘッダー管	超音波流量計
	No. 20D 実験設備		
	受水槽水位	受水槽	圧力式，横河 FP203
	嫌気槽流入水量 (瞬時値，積算値)	嫌気槽 No. 1 流入管	電磁流量計 100A 日本フローセル
	返送汚泥量 (瞬時値，積算値)	嫌気槽 No. 1 流入管	電磁流量計 200A，山武
	OD 槽 D01，2	下図参照	Hach 社，蛍光式 DO 計
	空気流量 (瞬時値，積算値)	空気管	マスフローメーター，オーハール， 454FTB
	空気温度	空気管	同上
	空気圧力	空気管	圧力式，横河 FP203
	OD 槽水温	流出ピット	測温抵抗体 PT100
	OD 槽 MLSS	下図参照	TOADKK，SSD-20-1
	放流流量 (瞬時値，積算値)	OD 水位調整ポンプ吐出管	電磁流量計 100A，東芝
	水流発生装置回転数	制御盤	オムロン PLC
	電力(水流発生装置) (瞬時値，積算値)	電子式マルチ指示計器 三菱，ME100NSR	オムロン PLC
	電力(送風機) (瞬時値，積算値)	電子式マルチ指示計器 三菱，ME100NSR	オムロン PLC

表 4-4 処理場月報

	名 称	記録頻度	測定項目
	水 質 管 理 月 報 No. 1-1	作業日 (週 5 日程度)	気温(最高, 最低), 水温(流入水, No. 1 嫌気槽, No. 2 嫌気槽, No. 2 ディッチ, No. 2 終沈水, 放流水), 透視度 (流入水, No. 2 終沈水, 放流水), pH (流入水, No. 1 嫌気槽, No. 2 嫌気槽, No. 2 ディッチ, No. 2 終沈水, 放流水), ORP (No. 1 嫌気槽, No. 2 嫌気槽, No. 2 ディッチ, No. 2 返送汚泥, No. 2 終沈水), DO (No. 2 ディッチ), MLSS (No. 1 嫌気槽, No. 2 嫌気槽, No. 2 ディッチ, No. 2 返送汚泥), SV (SV30 希釈, SV302 倍希釈, SV303 倍希釈, SVI), バックテスト (No. 2 終沈水, $\text{NH}_4^+\text{-N}$, NO_3^-N , $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$)
	水質管理月報	作業日 (週 5 日程度)	取引用契約電力 (電力量読み, 差, 時最大), 受電電力量 (電力量読み, 差, 電圧, 電流, 力率), 実験設備受電電力量 (電力量読み, 差, 水流発生装置, 送風機), 変圧器温度, 低压分岐盤 {電力量読み (沈殿池・ポンプ・1-2 計水処理, 砂ろ過・オゾン, スクリュープレス), 主幹電圧, 主幹電流, 建築動力電流, 照明主幹電流}
	水質管理月報	作業日 (週 5 日程度)	【実験設備】 流量 (空気流量, 原水流量, 返送流量, 放流流量) (積算値読み, 差), 汚泥界面高さ 【処理場】 汚水流入量, (放流流量, 返送汚泥量) (積算値読み, 差), 余剰汚泥量, 濃縮汚泥量, 水道メーター, 水道使用量, 脱水汚泥量, しさ搬出量)
	機器稼働時間運転 月報 No. 1	月集計 1 回/月	汚水ポンプ (No. 1-1, 1-2, 2-1), 放流ポンプ (No. 1, 2), 返送ポンプ (No. 1-1, 1-2, 2-1, 2-2) など※
	機器稼働時間運転 月報 No. 2	月集計 1 回/月	濃縮汚泥ポンプ (No. 1, 2), 汚泥供給ポンプ (No. 1, 2), 余剰汚泥ポンプ (No. 1, 2) など※
	機器稼働時間運転 月報 No. 1-2	月集計 1 回/月	実験設備 水流発生装置 (No. 1, 2), 送風機 (No. 1, 2, 3)
	脱水機日常管理日 報	作業日	脱水ケーキ含水率
	水 質 管 理 (流 入 水 質)	月試験 1 回/月	天候, 気温, 水温, 水素イオン濃度, BOD, COD, SS, 大腸菌群数, 窒素含有量, 有機性窒素, アンモニア性窒素, 亜硝酸性窒素, 硝酸性窒素, リン含有量, n-ヘキサン抽出物含有量
	水質管理 (2 次処理 水) 最終沈殿池	四季試験 4 回/年	天候, 気温, 水温, BOD, SS, 窒素含有量, 有機性窒素, アンモニア性窒素, 亜硝酸性窒素, 硝酸性窒素
	水 質 管 理 (処 理 水 質)	管理項目 2 回/月	天候, 気温, 水温, 水素イオン濃度, BOD, COD, SS, 大腸菌群数, 窒素含有率, 有機性窒素, アンモニア性窒素, 亜硝酸性窒素, 硝酸性窒素, リン含有量

※汚泥処理関係は主要関連設備のみ記載

4-2-5 定期採水および分析方法

定期採水は週 2 回（月曜日、水曜日）で、原水、処理水、No.2 OD 槽、返送汚泥、嫌気槽 1、嫌気槽 2 の 6 箇所で行った。原水および処理水は採水日前日 10 時から採水日 10 時まで 1 時間間隔の 24 時間定量コンボジット採水とした。その他の箇所では 9 時から 10 時の間にスポット採水を行った。コンボジット採水を行った理由は、原水は水質および流量の時間変動を有するため、日平均水質を把握するには原水流入水量に応じた 24 時間採水が必要なためである。

採水サンプルのうち一部を $1\mu\text{m}$ のろ紙(Whatman GF/B)で現場でろ過し溶解性サンプルとした。原水有機酸分析用のサンプルは生物分解を抑制するためにシリンジフィルター ($0.2\mu\text{m}$) で現場ろ過とし別途保存した。ろ過前およびろ過後のサンプルは、冷蔵便で前澤工業(株)分析センター（埼玉県幸手市）に送付した。分析項目は表 4-5 に示されるとおりであり、加えてその他の測定項目および測定方法を示す。

4-2-6 通日採水

原水は水質および流量の時間変動を有するため、その時間変動とそれに対応する処理特性を調査する目的で通日採水を実施した。

通日採水は、流入流量・水質変動がある条件で、2010 年 6 月 29 日、8 月 31 日、11 月 16 日、2 月 23 日の計 4 回実施した。採水は、原水、処理水および嫌気槽は 2 時間ごと、OD 槽および返送汚泥は 4 時間ごとを基本としスポット採水を行った。

通日採水の分析・採水項目を表 4-6 に示す。

表 4-5 定期採水試験項目

採水地点	原水	嫌気槽 No.1	嫌気槽 No.2	OD 槽	処理水	返送 汚泥	分析方法・測定方法
分析センター							
T-BOD	○				○		下水試験法に準拠
ATU-BOD					○		同上
D-BOD	○				○		同上
COD _{Cr}	○			△	○		JISK0102 及び下水試験法に準拠
D-COD _{Cr}	○		△		○		同上
ff-COD	○						※ 1
SS	○		△	△	○	△	下水試験法に準拠
VSS	○		△	△		△	同上
TN	○				○		同上
DN	○				○		同上
NH ₄ -N	○		△	△	○		インドフェノール青吸光光度法
NO ₂ -N	○		△	△	○	△	イオンクロマトグラフ法 (日本タテヤマ社製 DX-AQ)
NO ₃ -N	○		△	△	○	△	同上
TP	○			△	○		下水試験法に準拠 (ペルオキシ二硫酸カリウムによる分解法) (モリブデン青吸光光度法)
DP	○			△	○		同上
PO ₄ -P	○	△	△	△	○	△	同上
有機酸	○						高速液体クロマトグラフ法
アルカリ度	○■		△■	△■	○■	△■	アルカリ度滴定(Mアルカリ度)
pH	■		■	■	■	■	ガラス電極法(東亜 TDK HM-21P)
現場測定項目							
水温(℃)	△	△	△	△	△	△	
pH	△		△	△	△	△	
ORP		△	△	△	△	△	
DO				△			ハンディ DO 計 (WTW) 各地点
MLSS		△	△	△		△	ハンディ MLSS 計
SV30				△			3 段階希釈 (1, 2, 3 倍)
バックテスト					△		アンモニア, 硝酸, リン酸

注記 ○はコンポジットサンプル, △はスポットサンプル, ●は連続モニタリング項目, ■は手分析を示します。

1 出典: Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling¹⁾

表 4-6 通日採水分析・測定項目

採水地点	原水	嫌気槽	OD 槽 (第 8 槽)	処理水	返送 汚泥	分析方法・測定方法
T-BOD	○			○		下水試験法に準拠
ATU-BOD				○		同上
S-BOD	○			○		同上
CODcr	○		△	○		JISK0102 および下水試験 法に準拠
S-CODcr	○	○		○		同上
SS	○	○	△	○	△	下水試験法に準拠
VSS	○	○	△			同上
TN	○		△	○		同上
DN	○		△	○	△	同上
NH ₄ -N	○	○	△	○	△	インドフェノール青吸光光度法
NO ₂ -N	○	○	△	○	△	イソクロマトグラフ法 (日本ダグ イネクス社製 DX-AQ)
NO ₃ -N	○	○	△	○	△	同上
TP	○		△	○		下水試験法に準拠 (ペルオキシ二硫酸カリウムによる 分解法) (モリブデン青吸光光度法)
DP	○	○	△	○	△	同上
PO ₄ -P	○	○	△	○	△	同上
酢酸	○					高速液体クロマトグラフ法
アルカリ度	○■	○■	△■	○■	△■	アルカリ度滴定(Mアルカリ度)
水温	●	●				
流量	●					
DO		■	■			隔膜電極法 (HORIBA OM-51)
pH	■	■	■	■	■	ガラス電極法(東亜 TDK HM-21P)
ORP	■	■	■	■	■	白金電極法(東亜 TDK RN-20P)

注記 ○は 2 時間おきスポットサンプル△は 4 時間おきスポットサンプル, ●は連続モニタリング項目,
■は手分析を示します。

4-2-7 実験条件

実規模実験の実験条件は、ベンチスケールで得られた最適運転条件を参考に設定した。

実験条件を表 4-7 に示す。立ち上げ開始の 2010 年 4 月 7 日から 2010 年 5 月 24 日までをスタートアップ(Start-up)期間とし、高負荷運転開始の 5 月 25 日以降は季節変動に合わせて、5 月 25 日～6 月 30 日を RUN1 (春季)，7 月 1 日～9 月 1 日を RUN2 (夏季)，9 月 2 日～11 月 17 日を RUN3 (秋季)，11 月 18 日～3 月 31 日を RUN4 (冬季) とした。原水水温の日平均値は 15.0～26.4℃の範囲で、OD 槽水温は同じく 16.4～28.1℃の範囲であった。

本技術により計画 HRT を 24hr から 12hr に短縮した場合、計画水量は 1750m³/d から 3500m³/d に増大する。しかし、今年度の実際の流入水量はその 6 割程度に過ぎずそのままでは高負荷条件を実現することが難しかった。そこで OD 槽内に 3 台の水位調整ポンプを設置し直接終沈に排出することで、OD 槽の運転水位を計画水位約 2.5m から 1.5m に低下させて高負荷条件を現出した。

HRT は OD 槽容積に対して 12 時間（日最大時）を計画値とし、実績値は日最大流入水量（晴天時）に対する HRT が 12.3 時間とほぼ計画通りであった。一方、日平均流入水量に対する HRT は約 16 時間で、日最大水量と日平均水量の比率は約 1.25 であった。返送汚泥率は 100%に設定し 24 時間一定量で運転した。

嫌気槽へは原水および返送汚泥の一部を投入し、残りは OD 槽に直接投入した。これは、雨天時等に低濃度の原水が大量に嫌気槽に流入することによる生物リン除去への悪影響を避けるためである。RUN1 と RUN2 では原水の約 4 割と返送汚泥の全量を嫌気槽に投入したが、RUN3 以降は返送汚泥の約半分を OD 槽に直接投入に切り替えた。

原水濃度は計画値 T-BOD160mg/L および T-N33mg/L に対して、年間平均値でそれぞれ T-BOD が 132mg/L および T-N が 21mg/L であった。これより計算した BOD-MLSS 負荷および TKN-MLSS 負荷は年間平均でそれぞれ 0.06kgBOD/kgMLSS および 0.007kgTKN/kgMLSS であった。

実規模実験ではベンチスケールで得た知見を基に、好気ゾーンと無酸素ゾーンの比率を 3 : 4 を目安として設定した。好気ゾーン上流側および下流側の 2 点の DO 値を一定制御することで、好気ゾーン（DO0.5mg/L 以上）と無酸素ゾーン（DO0.1mg/L 以下）の OD 全容積に対する比率はそれぞれ 0.36 と 0.54 前後で、安定して制御できた。好気ゾーンと無酸素ゾーンの比率の実績値はおよそ 2 : 3 であった。水路長は約 165m で平均循環時間は 15～18 分であった。

汚泥の引き抜きは最終沈殿池から余剰汚泥ポンプにより引き抜いた。引き抜きは定量ポンプのタイマー運転で行い、引抜汚泥は重力濃縮槽で濃縮され汚泥貯留槽に貯留し、スクルー式脱水機で脱水された。SRT は立ち上げ期間を除き、19～35 日の範囲であった。

表 4-7 実験条件 (各 RUN 平均値)

装置		No.2OD				
RUN		Start-up	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4
期間	—	10/4/7	10/5/25	10/7/1	10/9/2	10/11/18
		～	～	～	～	～
		10/5/24	10/6/30	10/9/1	10/11/17	11/3/31
日数	d	48	37	63	77	75
OD 流入水量	m ³ /d	1846	1979	1925	1843	1565
嫌気槽流入比	—	0.40	0.41	0.41	0.44	0.56
嫌気槽原水/返送比率	—	0.81	0.41	0.41	0.69	0.89
HRT(OD)	hr	23.6	15.4	14.8	15.7	16.1
嫌気槽 接触時間	min	36.9	21.8	21.7	29.4	33.9
有効容積	m ³	1727	1211	1150	1135	1124
循環時間	min	16	18	17	15	14
返送汚泥率	%	116	100	102	110	112
上流側 DO1	mg/L	1.01	1.86	2.23	2.19	2.33
下流側 DO2	mg/L	0.23	0.26	0.25	0.28	0.17
好気ゾーン比	—	0.25	0.36	0.37	0.35	0.34
無酸素ゾーン比	—	0.52	0.52	0.54	0.56	0.58
原水水温	℃	19.0	21.6	24.5	24.1	17.8
OD 水温	℃	19.1	23.4	25.5	25.9	19.2
MLSS 濃度	mg/L	3175	3516	2796	2978	3588
BOD-MLSS 負荷	kg/kg/d	0.05	0.06	0.07	0.06	0.06
BOD 容積負荷	kg/m ³ /d	0.17	0.22	0.21	0.16	0.21
TKN-MLSS 負荷	kg/kg/d	0.008	0.007	0.008	0.007	0.005
SRT	d	107	21	19	33	35

第 3 節 実験結果および考察

4-3-1 長期連続実験による性能確認

(1) 流入水量および HRT（水理的滞留時間）

一般的な OD 法では HRT は 24～48 時間⁵を標準としているが、高負荷二点 DO 制御 OD 法では水温 15℃以上の条件下で HRT を 12 時間を目途に設定して実験を行った。

図 4-6 に OD 流入水量および降雨量²⁾の経日変化を示す。分流式下水道であり流入水量は夏季には 2000m³/d 程度で冬季には 1600m³/d 程度であったが、降雨時には不明水により流入水量が増大し、最大時には 6000m³/d の流入が観測された。

図 4-7 に OD 槽水位および HRT の経日変化を示す。最短の HRT は 2010/6/26 の 6.6hr（降雨量 176.5mm/d）で、晴天時（降雨量 1mm/d 以下）の最短 HRT は 12.3hr であった。

以上の検討より、日最大水量に対する設計 HRT12hr に対して、12.3hr とほぼ計画通りの実験条件で運転が行われたことを確認できた。一方、冬季には流入水量の低下が見られ、年間の平均 HRT は約 16hr であった。実規模実験では、ベンチスケール実験とは異なり、このように流入水量の日間変動に加えて季節変動や月間変動を有する条件下で実験が行われた。

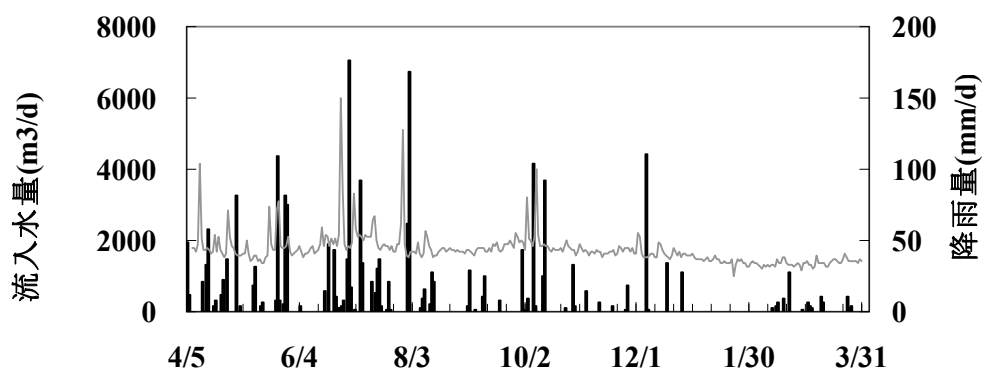


図 4-6 OD 流入水量の経日変化

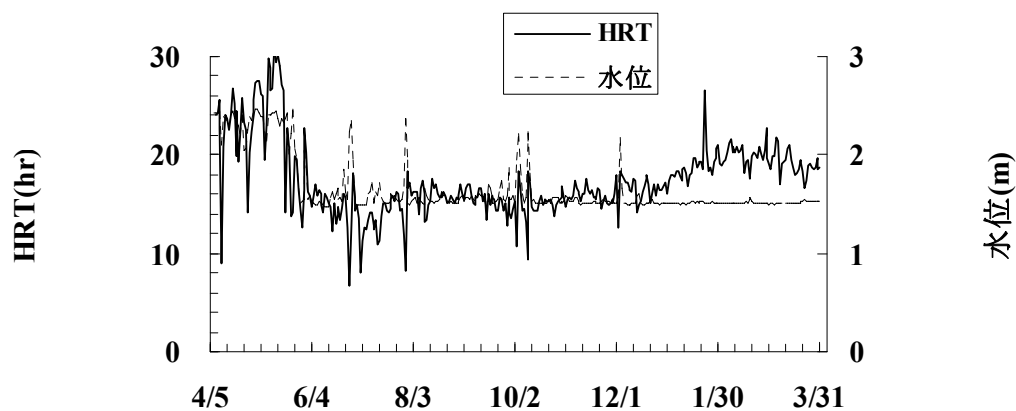


図 4-7 OD 水位および HRT の経日変化

(2) 水温, pH, アルカリ度, ORP

図 4-8 に, 原水と OD 槽の日平均水温, 平均気温 (後免観測所) ならびに曝気空気温度の経日変化を示す. 原水水温は気温の上昇と共に上昇し 9 月上旬に約 26°C で最高値を記録した. その後低下し 2 月に最低水温約 15°C を記録した. OD 槽水温は原水水温とほぼ同様の傾向を示したが, 平均的に 1~2°C 程度高い値を示した.

OD 法の実態調査³⁾によると, 東北地方の下水処理場においては, 覆蓋有りの処理場で約 1.2°C, 覆蓋無しの処理場で約 2.3°C の水温低下が見られている. これは覆蓋の有無および曝気装置の形式による違いと考えられる. 一方, N 浄化センターでは OD 槽の大部分がコンクリート覆蓋されているため, 保温効果は高いと考えられる.

また, 従来の表面曝気装置では攪拌羽根の高速回転により水滴が発生し空気との接触を図る原理上, 水滴が冷氣と接触し水温が低下することは避けられなかった. 一方, 散気式の OD システムでは水温より温度の高い空気を用いて曝気を行うため, 活性汚泥の温度が上昇すると考えられる.

図 4-9 に pH の経日変化を示す. 各槽の pH は平均 7.2~7.6 の範囲で安定していた. これは亜硝酸化細菌の至的範囲 (7.0~8.0) および硝酸化細菌の至的範囲 (6.5~7.5)⁴⁾ とほぼ一致する. 処理水の pH は 7.1~8.0 の範囲で下水道法の計画放流水質範囲 (5.8~8.6) の範囲内であった.

図 4-10 にアルカリ度のボックスプロットを示す. 原水のアルカリ度は平均 127 mgCaCO₃/L で 98~143mgCaCO₃/L の範囲であった. 一方, OD 槽, 返送汚泥, 処理水中のアルカリ度は原水より約 40 mgCaCO₃/L 低い値を示した. ここで 1mgN のアンモニア性窒素の硝化反応により 7.14 mgCaCO₃ のアルカリ度が消費され, 1mgN の硝酸性窒素の脱窒反応により 3.57 mgCaCO₃ のアルカリ度が回復する. 原水中の平均アンモニア性窒素濃度 10mgN/L が 100%硝化脱窒された場合に消費されるアルカリ度は, $(7.14 - 3.57) \times 10 = 35.7$ mgCaCO₃/L となり, 実際のアルカリ度の低下 (約 40 mgCaCO₃/L) を説明しうる結果が得られた.

図 4-11 に各槽 ORP の経日変化を示す. ORP は嫌気槽で約 -119~-139mV と低く, OD 槽では約 56mV, 返送汚泥で約 -63mV, 二次処理水で約 158mV であった. 本技術では OD 槽内を低 DO で運転し, かつ硝酸性窒素濃度を低濃度まで除去するため, 嫌気槽で嫌気条件 (DO も硝酸もない状態) が安定して現出しやすく生物学的リン除去プロセスとして安定して運転がなされたと考えられる. 最終沈殿池の嫌気化は汚泥中に過剰摂取されたリンの再放出を招く恐れがあるため, 本実験では OD 槽から終沈へ流出するピットで曝気を行った. その結果, 上澄水側の二次処理水の ORP は低下しなかったが, 返送汚泥の ORP は OD 槽より約 100mV 低下した. 返送汚泥のリン酸濃度が OD 槽より高いこととあわせて考えると, 終沈の下部で嫌気化およびリンの二次放出が起こったが, 上澄水側には溶出しなかったと考えられる.

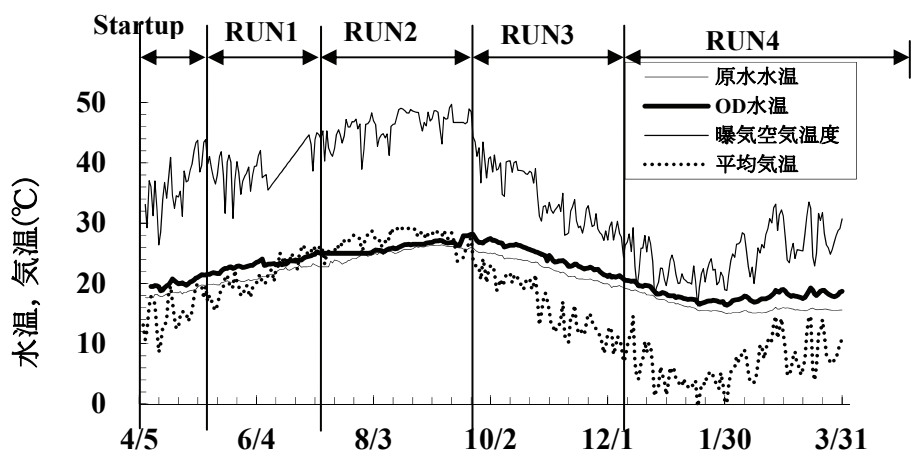


図 4-8 水温および気温，曝気空気温度の経日変化

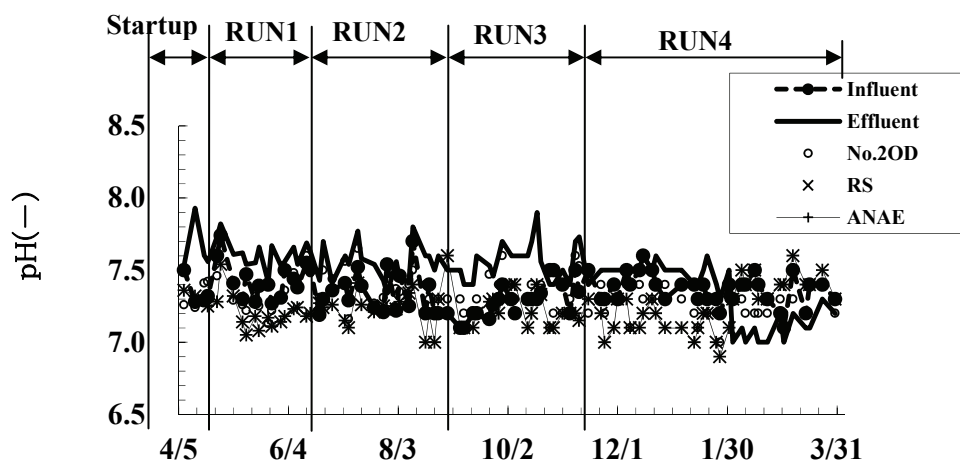


図 4-9 pH の経日変化 (RS=返送汚泥, AT=嫌気槽)

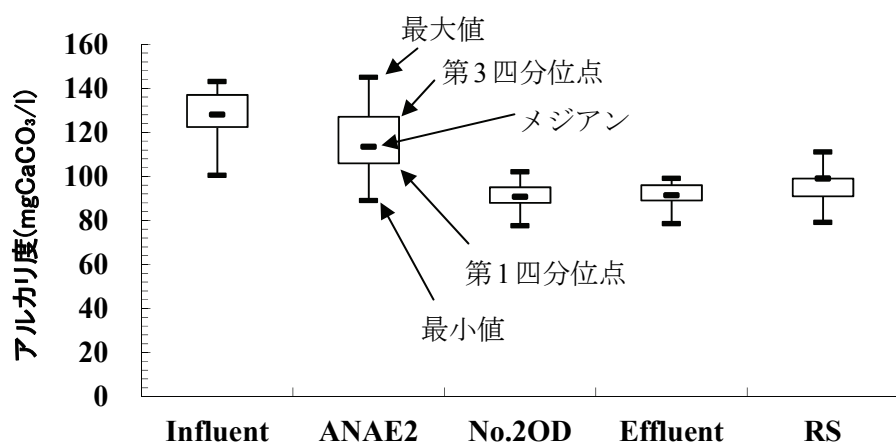


図 4-10 各槽アルカリ度のボックスプロット (全期間)

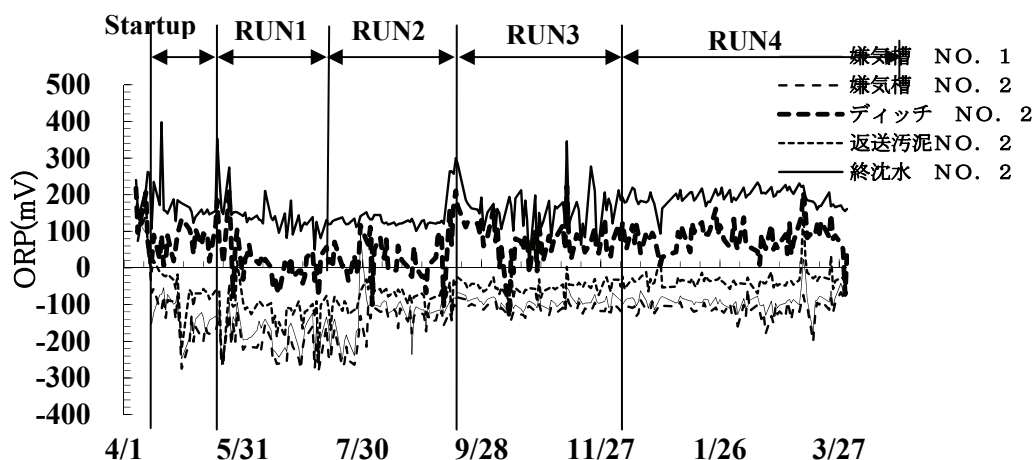


図 4-11 ORP 経日変化 AT=嫌気槽, SST=最終沈殿池

(3) DO と好気ゾーンと無酸素ゾーンの比

図 4-12 に上流 (DO1)および下流 (DO2)の日平均 DO の経日変化を示す。4 月 7 日の立ち上げから間欠曝気運転を開始し、5 月の連休明けから連続曝気を開始した。上流側の DO 値 (DO1) は、RUN1 では前半は 1.0mg/L、後半は 2.0mg/L で固定し、RUN2 以降は負荷条件に応じて可変とした。これは水流発生装置で制御しきれない変動に対して DO1 の設定値を段階的に変更するものである。下流側の DO 値は 0.2mg/L を基本として制御したが、RUN3 の前半 (2010 年 9 月 1 日～2010 年 10 月 15 日) まで試験的に 0.4mg/L に変更した。蛍光式 DO 計はノーメンテナンスで 1 年以上の長期連続運転を行い安定した運転が行えた。

二点 DO 制御により系内の DO プロフィールはほぼ一定に保たれ、当初間欠運転を行った立ち上げ期間を除き、下流側 DO2 が 0.2mg/L に制御された。また、上流側の DO 1 は RUN1 ～RUN3 では 2.0mg/L 程度に、RUN4 では 2.0～3.0mg/L の範囲で制御された。

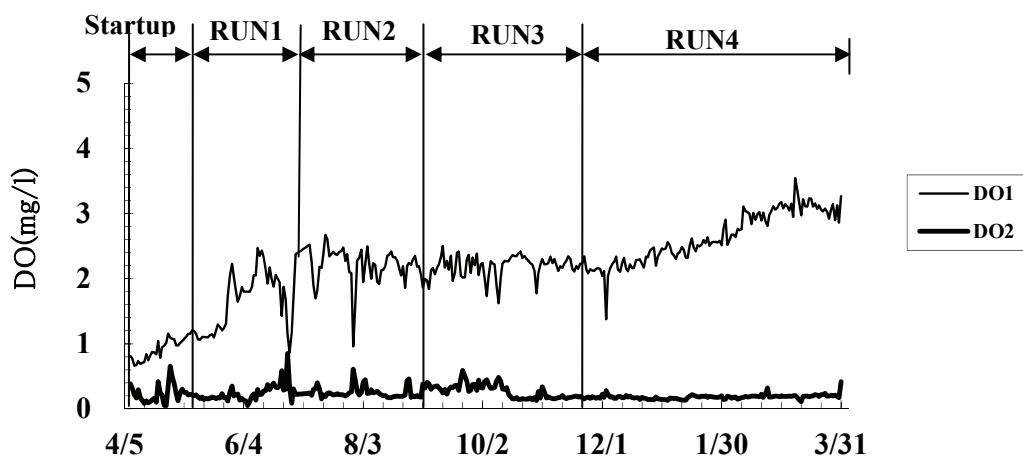


図 4-12 DO 経日変化

次に、2箇所の DO 測定値から OD 全体の DO プロフィールおよび好気ゾーンと無酸素ゾーンを推定した。図 4-13 に示すモデルは曝気部における DO 上昇および非曝気部における DO 減少をいずれも直線近似したものである。曝気部の上流端の DO を 0mg/L と仮定すれば曝気部および非曝気部の DO プロフィールを一次関数で近似することができる。

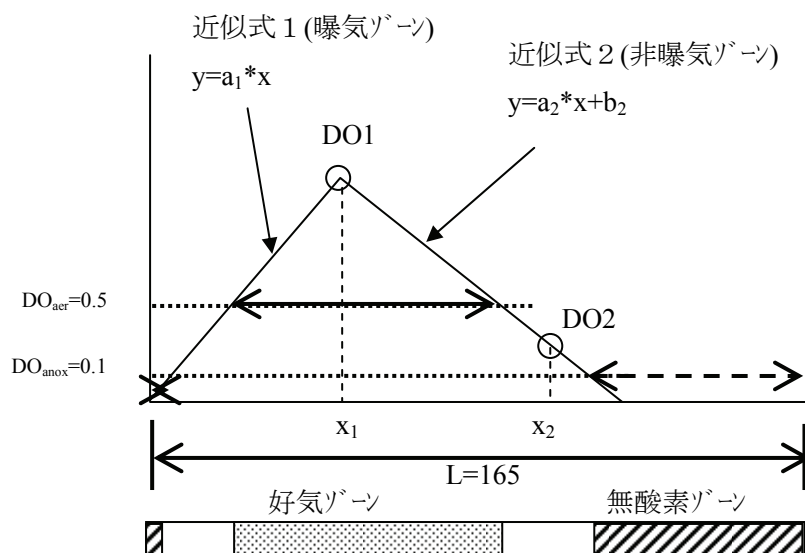


図 4-13 OD 水路内 DO 直線近似モデル

好気ゾーンを DO が 0.5mg/L 以上、無酸素ゾーンを DO が 0.1mg/L 以下と定義した場合の、各ゾーンの計算結果を表 4-8 に示す。第 2 章の検討より、嫌気槽を除いた OD 槽のうち好気ゾーン ($DO \geq 0.5\text{mg/L}$) の比率が 0.375 以上で 90%以上の $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 除去率が、無酸素ゾーン ($DO \leq 0.1\text{mg/L}$) の比率が 0.5 以上で 85%以上の SN 除去率が得られることが示されている。立ち上げ期間を除くすべての RUN で好気ゾーン比 0.38、無酸素ゾーン比 0.51 以上となっており、OD 水路内が適正な DO プロフィールに制御されていた。

表 4-8 好気・無酸素ゾーン比

	上流側 DO	下流側 DO	好気ゾーン長	無酸素ゾーン長	好気ゾーン比	無酸素ゾーン比
	DO1	DO2	L_{aer}	L_{anox}	f_{aer}	f_{anox}
	mg/L	mg/L	m	m	—	—
Startup	1.01	0.23	42	83	0.25	0.50
RUN1	1.86	0.26	60	85	0.37	0.51
RUN2	2.23	0.25	62	88	0.38	0.53
RUN3	2.19	0.28	62	88	0.38	0.53
RUN4	2.64	0.21	62	90	0.38	0.55
RUN1-4	2.35	0.24	62	89	0.38	0.54

(4) SS, MLSS

図 4-14 に原水中の SS, VSS および VSS/SS 比, ならびに処理水中の SS の経日変化を示す. 原水中の SS は平均 157mg/L, 処理水の SS は平均 2.7mg/L であった. 原水中の SS は計画値 150mg/L に対して全期間平均 157mg/L で, 8~12 月は他の季節と比べて低い濃度だった. 原水中の VSS/SS 比率は平均 0.90 (標準偏差 0.04) であった.

処理水中の SS は下水道法施行令上の基準値(40mg/L)および設計上の計画値(15mg/L)以下であった. 年間を通じて終沈での固液分離は良好で, 処理水中の SS の平均値は 2.7mg/L(標準偏差 1.1)と安定して低かった. なお, 本研究では, 生物処理性能については溶解性成分を対象として検討する.

図 4-15 に OD 槽の MLSS, MLVSS および MLVSS/MLSS 比の経日変化を示す. MLSS は低水温期で 3500~4000mg/L, 高水温期で 2500~3000mg/L と OD 法の一般的な運転条件の範囲で管理した. MLVSS/MLSS 比は年平均で 0.84%(標準偏差 0.03)であった.

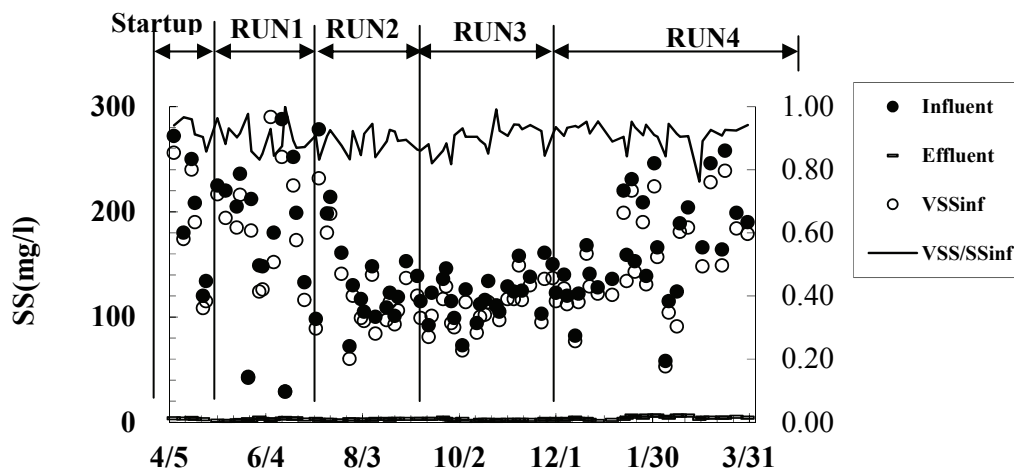


図 4-14 原水および処理水中の SS の経日変化

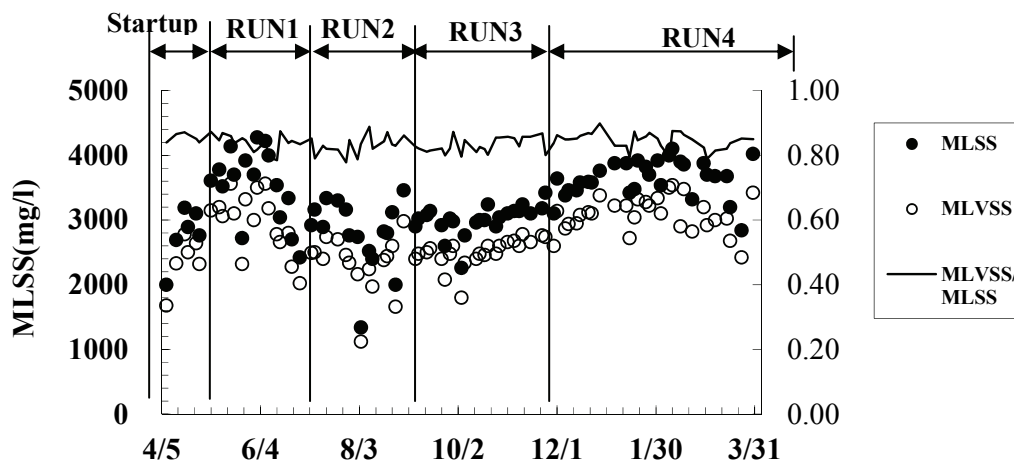


図 4-15 OD 槽 MLSS・MLVSS, MLVSS/MLSS 比の経日変化

(5) 有機物汚濁指標

表 4-9 に有機物汚濁指標の処理結果の要約を示す。また、図 4-16 に処理水中の有機物汚濁指標の経日変化を示す。原水中の BOD および COD は 8 割以上が固形性分であった。処理水中の BOD は安定して除去され、T-BOD で平均 3mg/L、S-BOD で平均 1mg/L、ATU-BOD で平均 2mg/L であった。

表 4-9 有機物の処理結果

	T-CODcr	S-CODcr	T-BOD	S-BOD	ATU-BOD
単位	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
Startup	335±170 10±2 96%	47±14 8±1 82%	162±71 2±1 99%	24±10 1±1 96%	1±1
RUN1	288±105 12±2 95%	45±7 10±2 78%	147±58 2±1 98%	19±4 1±1 94%	1±0
RUN2	242±81 13±3 94%	50±7 11±2 79%	123±27 2±1 98%	24±9 2±1 93%	2±1
RUN3	210±25 11±2 95%	43±5 8±1 80%	100±15 2±1 98%	17±3 1±0 92%	2±0
RUN4	254±76 14±4 94%	47±8 11±3 77%	153±43 6±3 97%	22±6 1±1 93%	3±1
RUN1-4	244±74 13±3 94%	46±7 10±2 78%	132±42 4±3 97%	21±7 1±1 93%	2±1

注：表中セル内の上段は原水濃度，中段は処理水濃度および下段は除去率を示す。
±は標準偏差を示す。

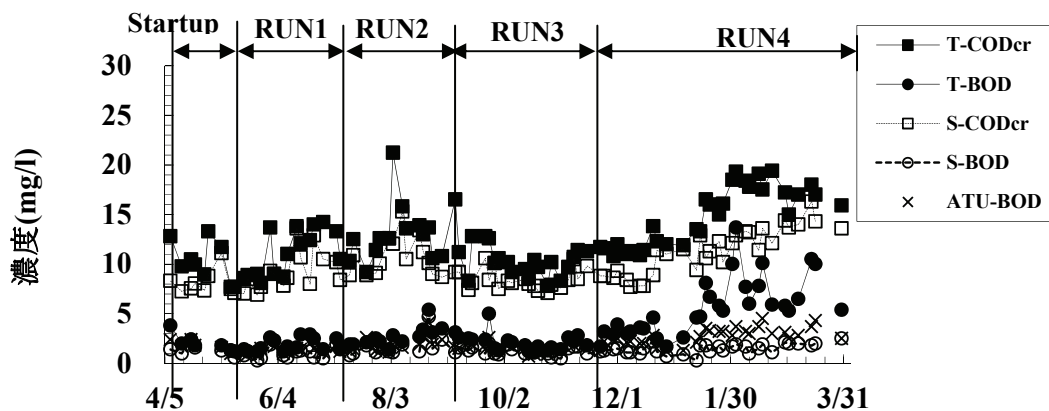


図 4-16 有機物汚濁指標の経日変化（処理水）

(6) 窒素

表 4-10 に窒素の処理結果の要約を示す．また，図 4-17 に処理水の窒素濃度の経日変化を示す．原水 T-N の平均値は 20.3mg/L で酸化態窒素 (NO_2^- -N と NO_3^- -N) は検出されなかった．処理水中の T-N, S-N, NH_4^+ -N および NO_x^- -N の平均値はそれぞれ，1.3, 1.0, 0.3 および 0.2mg/L であり，T-N, S-N および NH_4^+ -N の除去率はそれぞれ 94%, 92%および 97% と非常に良好であった．

表 4-10 窒素の処理結果

	T-N	S-N	NH_4^+ -N	NO_x^- -N
単位	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
Startup	23.4±8.5 1.1±0.6,94%	12.1±2.9 1.0±0.6,92%	9.3±2.3 0.3±0.3,96%	0.1±0.1 0.3±0.3
RUN1	22.9±5.2 1.3±0.5,94%	12.4±2.5 1.1±0.4,91%	10.4±1.9 0.5±0.3,95%	0.0±0.0 0.2±0.1
RUN2	20.2±3.0 1.3±0.4,93%	11.7±2.4 1.1±0.3,90%	9.7±2.0 0.5±0.3,95%	0.1±0.1 0.2±0.1
RUN3	18.8±2.2 0.9±0.2,95%	11.1±1.5 0.8±0.2,93%	9.2±1.4 0.2±0.1,98%	0.0±0.0 0.2±0.1
RUN4	22.6±3.8 1.6±0.6,93%	14.4±2.1 1.3±0.5,91%	12.2±1.6 0.5±0.4,96%	0.1±0.0 0.3±0.1
RUN1-4	21.1±3.8 1.3±0.5,94%	12.7±2.5 1.1±0.4,91%	10.6±2.1 0.4±0.4,96%	0.1±0.0 0.2±0.1

注：表中セル内の上段は原水濃度および下段は処理水濃度および除去率を示す．
±は標準偏差を示す．

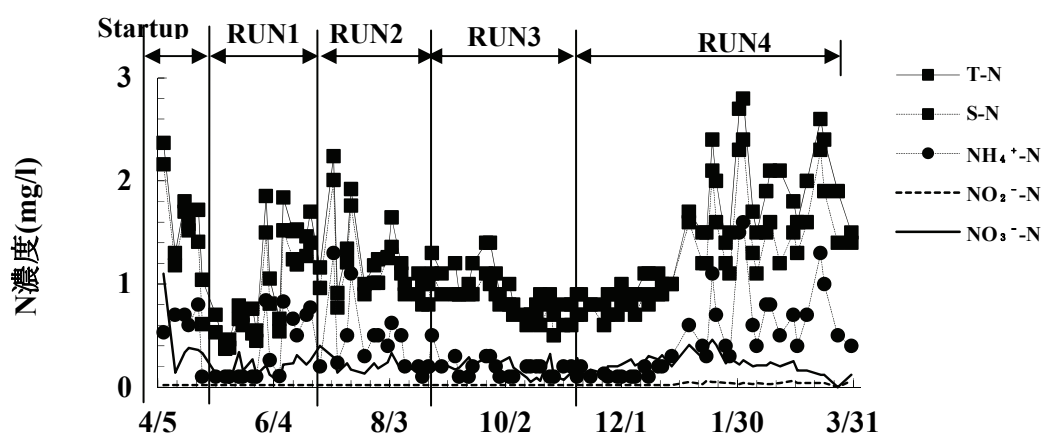


図 4-17 窒素濃度の経日変化（処理水）

図 4-18 に OD 混合液中および返送汚泥中の無機態窒素濃度の経日変化を示す。OD 槽で硝酸性窒素が 1mg/L 程度残存した場合でも返送汚泥にはほとんど残存していない。これは最終沈殿池下部での脱窒反応によるものと考えられる。返送汚泥の硝酸性窒素は平均 0.1mg/L と低く、嫌気槽への返送汚泥中には硝酸性窒素はほとんど含まれていなかった。

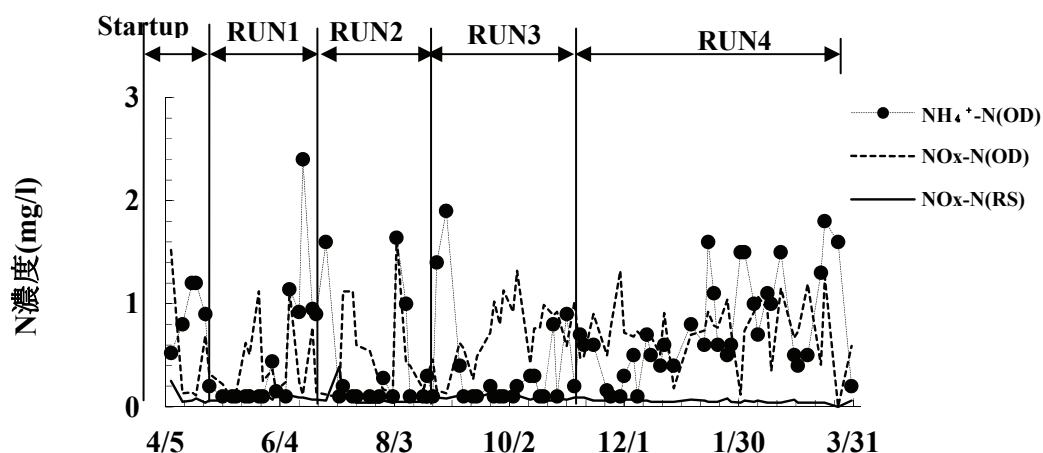


図 4-18 窒素濃度の経日変化 (OD ; 返送汚泥, RS ; 返送汚泥)

(7) リン

表 4-11 にリンの処理結果の概要を示す。また、図 4-19 に処理水中のリン濃度の経日変化を示す。原水中の T-P は平均 2.5mg/L、処理水中の T-P は平均 0.6mg/L であり、1 年を通じてほぼ 1.0mg/L 以下を達成し安定した良好な処理が行えた。季節的には実験開始から夏にかけて処理水リン濃度が上昇し、冬季にかけて低下した。

図 4-20 に各槽のオルトリン濃度のボックスプロットを示す。嫌気槽でリンの放出と OD 槽（好気・無酸素）での過剰摂取が確認された。また、返送汚泥中のオルトリン濃度は OD 槽に比べて 1mg/L 以上高く、終沈下部の汚泥堆積部で嫌気化しリンの再放出が起こっていると考えられる。ただし、処理水濃度は上昇しておらず上澄水側への悪影響は見られなかった。

図 4-21 に活性汚泥混合液中のリン含有率の経日変化を示す。ここでは MLSS および MLVSS あたりの固形性リン P-P (=T-P-S-P)で示している。期間中の平均は PP/MLSS 比で 1.7%，PP/MLVSS 比で 2.0%で年間を通じて安定していた。また、これらの値はベンチスケール実験と比べると 0.5%程度それぞれ低い値であった。

表 4-11 リンの処理結果

	T-P	S-P	PO ₄ ³⁻ -P	りん含有率
単位	mg/l	mg/l	mg/l	%
Startup	2.9±1.5	0.9±0.2	0.6±0.2	1.6%
	0.5±0.3,80%	0.5±0.3	0.5±0.3	1.8%
RUN1	2.7±0.8	0.9±0.1	0.7±0.1	1.7%
	0.5±0.2,79%	0.5±0.2	0.4±0.1	2.0%
RUN2	2.5±0.5	1.0±0.2	0.8±0.2	1.7%
	0.8±0.4,68%	0.8±0.4	0.7±0.3	2.0%
RUN3	2.3±0.3	0.9±0.1	0.7±0.1	1.7%
	0.8±0.1,66%	0.7±0.1	0.7±0.1	2.0%
RUN4	2.8±0.6	1.0±0.2	0.8±0.2	1.8%
	0.5±0.1,81%	0.4±0.1	0.4±0.1	2.1%
RUN1-4	2.6±0.6	1.0±0.2	0.8±0.2	1.7%
	0.6±0.2,74%	0.6±0.2	0.5±0.2	2.1%

注：表中セル内の上段は原水濃度を下段は処理水濃度および除去率を示す。

±は標準偏差を示す。

※ リン含有率は上段：対 MLSS，下段：対 MLVSS

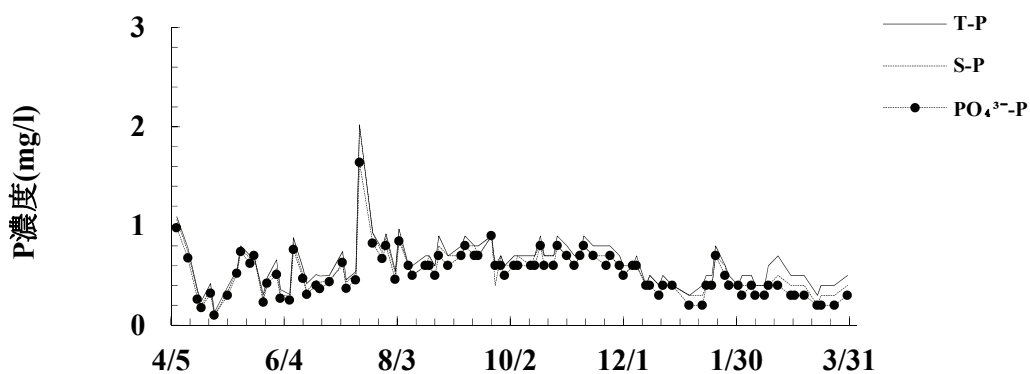


図 4-19 リン濃度の経日変化（処理水）

(8) 汚泥発生率

高負荷二点 DO 制御法では一般的な OD 法に比べて流入負荷を高めるため、相対的に汚泥の内生呼吸が低減し汚泥の発生率が高まる可能性がある。事前のコスト検討では一般的なオキシデーションディッチの発生汚泥率（＝発生固形物量／除去固形物量）0.75⁵⁾ に対して約 0.85 の固形物発生率を想定し、ベンチスケール実験では 0.82 の値が得られている。

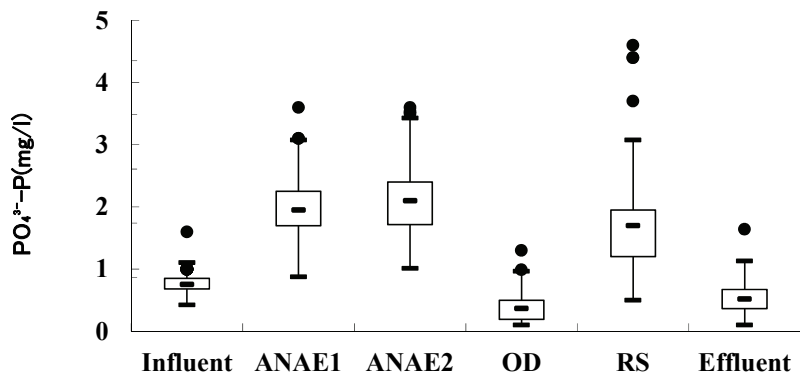


図 4-20 各槽リン濃度ボックスプロット (全期間)

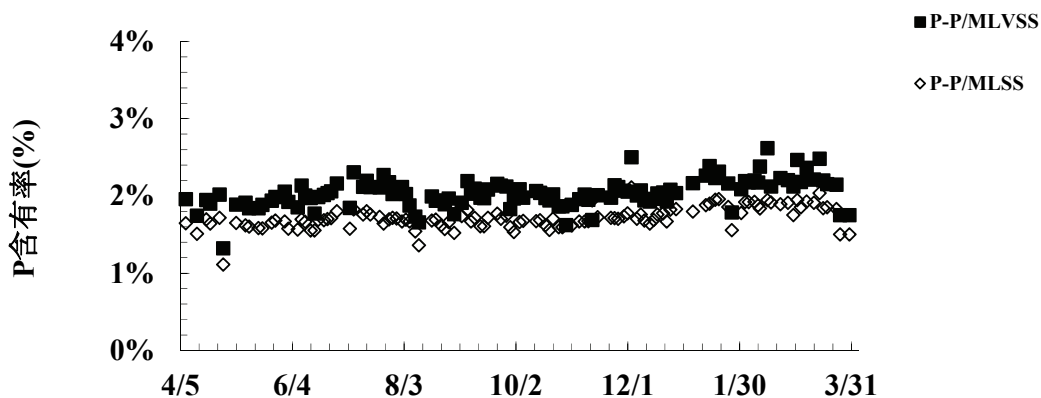


図 4-21 活性汚泥リン含有率の経日変化 PP=TP-SP

一方、実証実験では処理場に流入する汚水の全量を対象に実験を行っているため、水処理設備と汚泥処理を含めた処理場全体での固形物収支を検討する必要がある。実験設備の流入負荷基準での汚泥発生率は式(4-1)で表される。

$$\text{汚泥発生率(kgSS/kgSS)} = \frac{\text{脱水DS}}{\text{OD流入SS} - \text{流出SS}} \quad (4-1)$$

OD 槽に流入する固形物には返流水分が含まれているため汚泥発生率が小さめに算出される可能性がある。そこで、設計資料⁶⁾の固形物収支計算の図 4-22 を参考に、処理場全体の固形物収支を推定する。重力濃縮槽および汚泥脱水機での固形物回収率を 90%，急速ろ過での回収率を 60%と仮定すると、1 日当りの返流水固形物負荷は式(4-2)で計算される。

$$\text{返流水負荷(kgSS/d)} = \text{脱水DS(kg/d)} \times \frac{1-0.9 \times 0.9}{0.9 \times 0.9} + \text{終沈流出SS(kg/d)} \times 0.6 \quad (4-2)$$

返流水負荷を考慮した処理場全体の汚泥発生率は式(4-3)で表される。

$$\text{汚泥発生率(kgSS/kgSS)} = \frac{\text{脱水DS}}{(\text{OD流入SS} - \text{返流SS}) - \text{流出SS}} \quad (4-3)$$

表 4-12 に固形物発生量および発生率の月別集計値を示す。返流水を考慮した汚泥発生率は考慮しない場合に比べて平均 7%程度増加し、平均 55%であった。これは従来の OD 法に比べてもやや低い値であった。

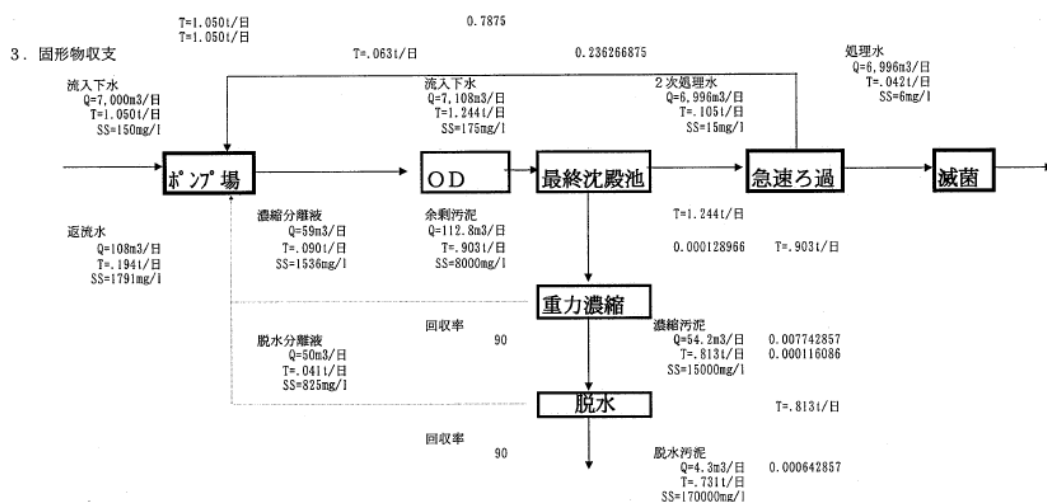


図 4-22 固形物収支計算例

表 4-12 固形物発生量および発生率

	OD 流入	終 沈 流 出	脱 水 ケ ー キ	返流負荷	発生率	発生率
	A	B	C	D	$C/(A-B)$	$C/[(A-D)-B]$
データ種別	実験値	実験値	月報値	計算値	計算値	計算値
単位	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	—	—
2010 年 4 月	361	5	24	9	0.07	0.07
2010 年 5 月	386	3	110	28	0.29	0.31
2010 年 6 月	368	6	199	50	0.55	0.64
2010 年 7 月	343	5	225	56	0.66	0.79
2010 年 8 月	206	5	116	30	0.58	0.68
2010 年 9 月	225	5	93	25	0.42	0.48
2010 年 10 月	212	3	104	26	0.50	0.57
2010 年 11 月	228	4	123	31	0.55	0.64
2010 年 12 月	211	4	102	26	0.49	0.56
2011 年 1 月	251	6	91	25	0.37	0.41
2011 年 2 月	270	7	112	30	0.42	0.48
2011 年 3 月	297	6	73	21	0.25	0.27

(9) 汚泥の沈降性, SV30 および SVI

汚泥の沈降性については活性汚泥沈殿率(SV)を測定し汚泥容量指標 (SVI) を計算した. SV30 はおおむね 90%以上であったため, 下水試験方法⁷⁾に準じて 2 倍希釈および 3 倍希釈したものも同時に測定した. SVI の計算式を式(4-4)に示す.

$$\text{汚泥容量指標 SVI(ml/g)} = \frac{\text{SV30}(\%) \times 10000}{\text{MLSS}(\text{mg/l})} \quad (4-4)$$

図 4-23 に SV30 の経日変化を示す. また, 図 4-24 に SVI および終沈汚泥界面高さの経日変化をプロットした. SVI は 200~500ml/g の範囲であり分流式, オキシデーションディッチの通常的な値⁷⁾である 200~300 に比べてやや高かった. 季節的には 6 月および 3 月に 250ml/g 程度まで低下し, 10 月頃に 500ml/g と高い値を示している. 終沈汚泥界面高さは SVI と相関を示し, SVI が増加すると界面高さも増加した. しかし, 最終沈澱池流出水中の SS 濃度は前述のとおり, 平均 2.7mg/L 標準偏差 1.1mg/L と低い状態であった.

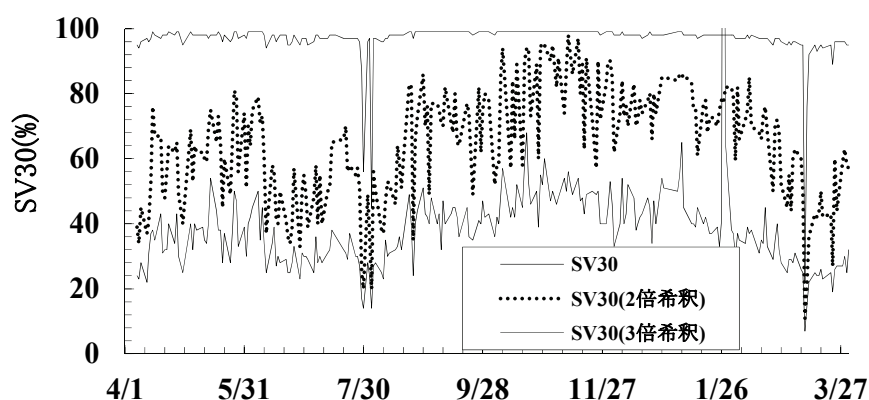


図 4-23 SV30 の経日変化

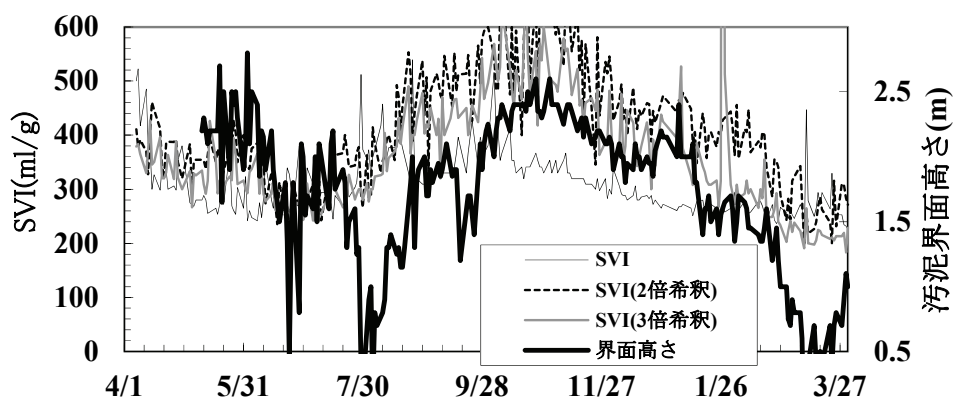


図 4-24 SVI の経日変化

4-3-2 通日採水結果

図 4-25 に原水流量の経時変化を示す。朝 8:00 頃と夜 22:00 頃に $100\text{m}^3/\text{hr}$ 近いピークがあり、夜間は $40\text{m}^3/\text{hr}$ 以下に低下した。図 4-26 および図 4-27 にそれぞれ T-BOD および NH_4^+-N の流入容積負荷の経時変化を示す。流入容積負荷は流量および水質の影響を受けるため、流量変動に比べてその変動は大きかった。また、各時間帯の流入容積負荷は全ての RUN を通じて大きな差はなかった。

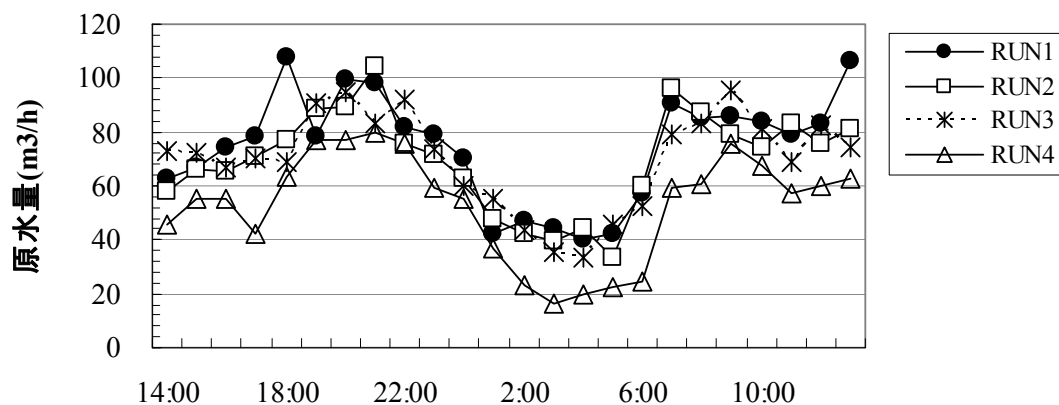


図 4-25 原水流量の経時変化

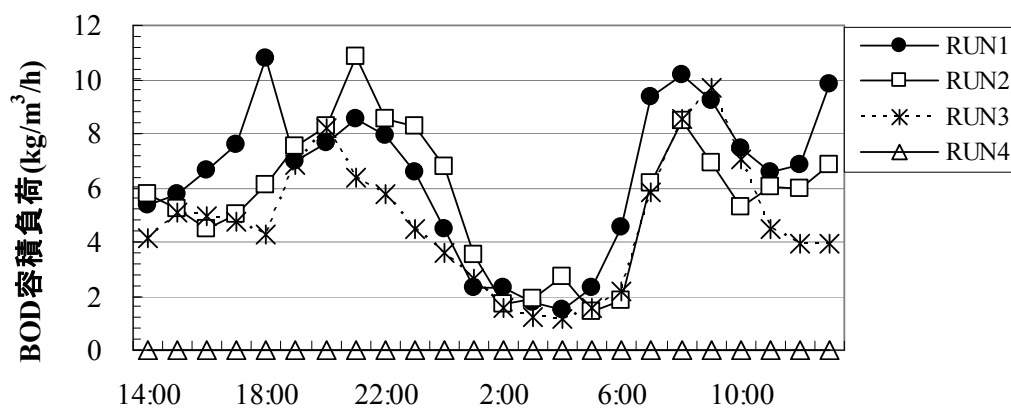


図 4-26 流入 T-BOD 容積負荷の経時変化

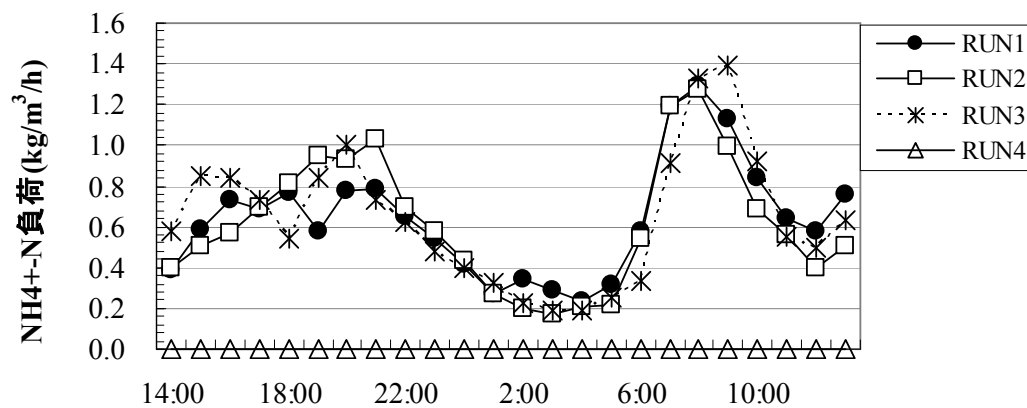


図 4-27 流入 NH_4^+-N 容積負荷の経時変化

図 4-28 に酸素消費速度 OUR の経時変化を示す。ここで OUR は OD 槽内の 2 点の DO および水路流速を用いて式(4-5)より計算した。流入負荷の時間変動に追従して OUR も時間変動していた。

$$\text{OUR}(\text{mg/L/hr}) = \frac{\text{DO}_1 - \text{DO}_2}{L_{1-2} \div v} \times 3600 \quad (4-5)$$

ここで OUR：酸素消費速度

DO_i：各地点の DO 濃度(mg/L)

L₁₋₂：2 点間の距離(m)

v：水路流速(m/s)

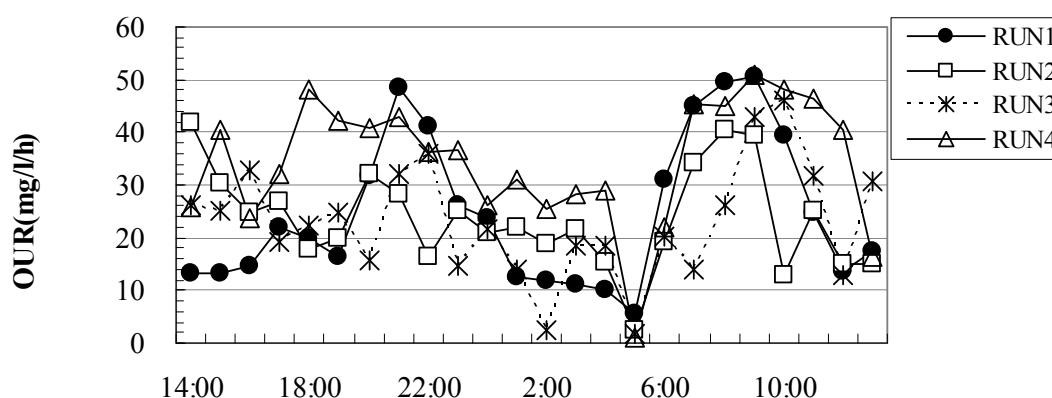


図 4-28 OUR の経時変化

図 4-29 に DO の経時変化を示す。曝気部の DO1 は負荷に応じて制御値を変化させたため 2~3mg/L の範囲で変動し、好気ゾーン末端の DO2 は制御値 0.2mg/L 付近で安定して制御できた。流入負荷および OUR の時間変動にもかかわらず、安定して DO 勾配を一定に維持することができた。また、5:00~6:00 の間は無曝気攪拌時間のため一時的に DO がゼロとなっている。RUN3 では夜間に流入負荷が低下し 2:05 からに低負荷間欠運転モードで曝気停止し DO1 が低下した。

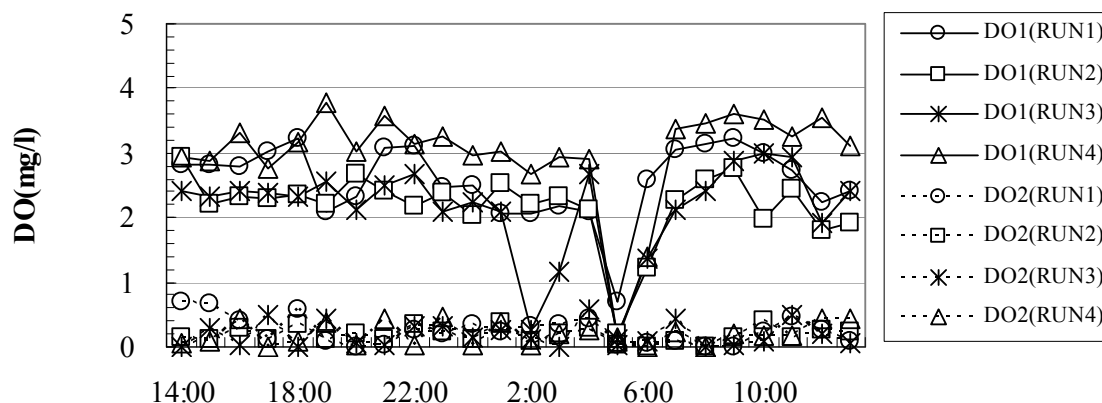


図 4-29 DO の経時変化

図 4-30 に曝気量の経時変化をそれぞれ示す。曝気量は $5\sim 21\text{Nm}^3/\text{min}$ の範囲で制御され、朝の高負荷時間帯には曝気量が増大し、夜間は低下した。無曝気攪拌時間 5:00～6:00 は曝気停止した。また、RUN3 の 2:00 は低負荷モードに入ったため曝気を停止した。

図 4-31 に水流発生装置回転数の経時変化を示す。水流発生装置は $13.2\sim 26.3\text{rpm}$ の範囲で、循環時間に換算すると $12\sim 30$ 分の範囲で制御された。昼間の変動パターンは RUN 毎に異なった。朝 6:00～10:00 と夜 22:00 頃は最短の時間で循環した。

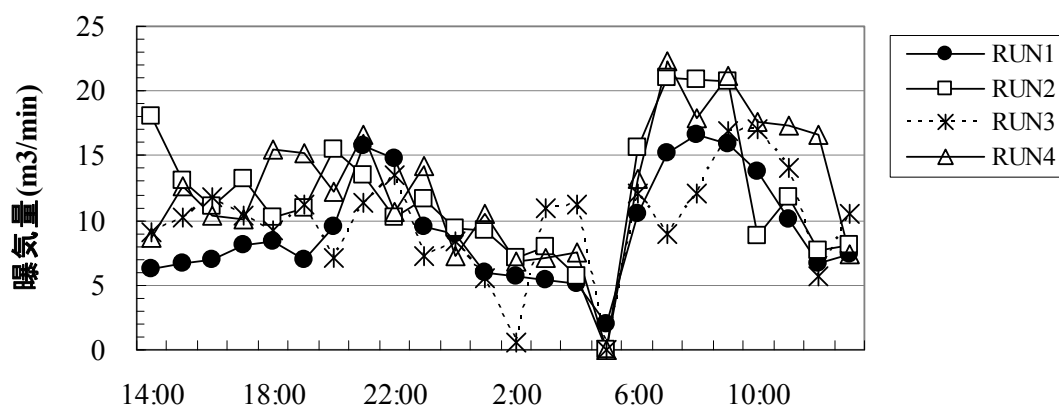


図 4-30 曝気量の経時変化

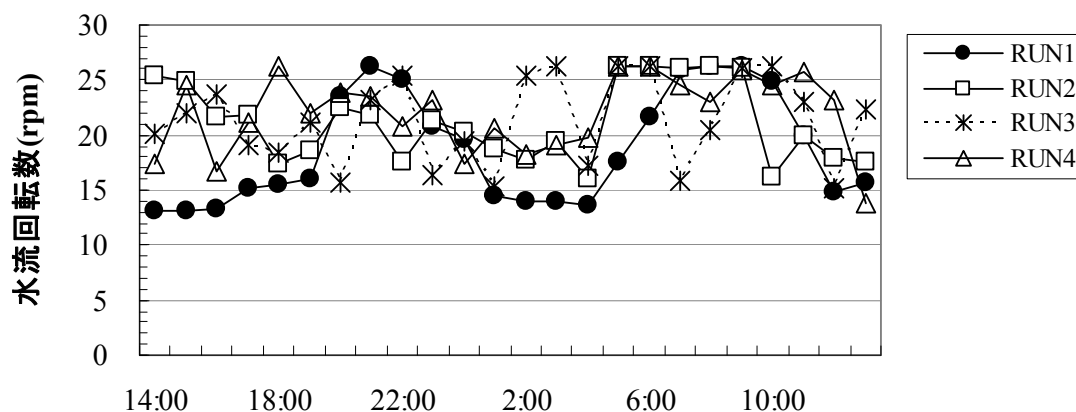


図 4-31 水流発生装置回転数の経時変化

図 4-32 に処理水 S-N の経時変化を示す。流入負荷の変動にもかかわらず、安定した処理水質が得られている。溶解性窒素 S-N は全ての RUN および全ての時間帯で 1.5mg/L を下回っていた。図 4-33 に処理水溶解性 S-P 濃度の経時変化を示す。各 RUN、全時間帯を通じてリンの処理は良好で、RUN3 の午前中を除き処理水 S-P 濃度は 1.0mg/L を下回った。

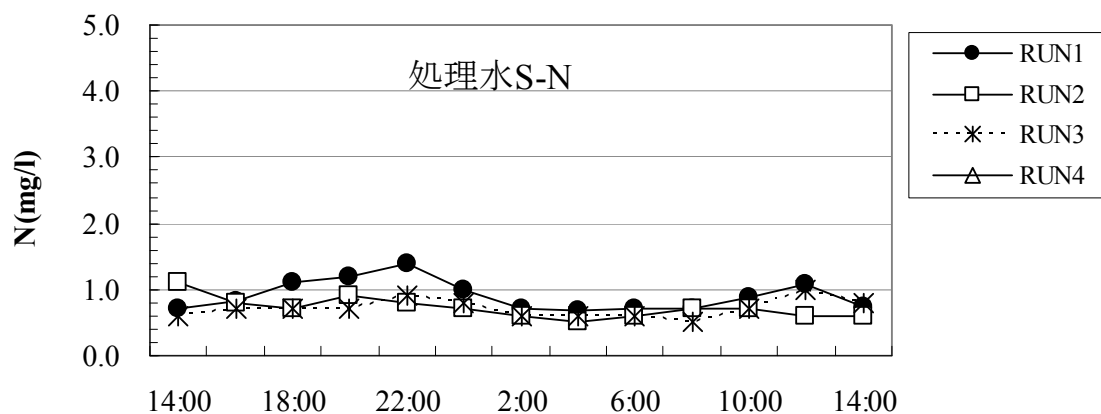


図 4-32 処理水 S-N の経時変化

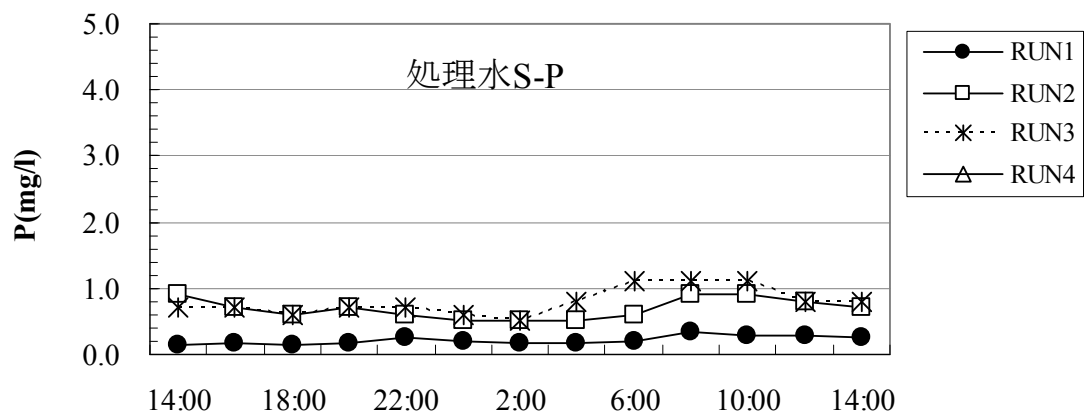


図 4-33 処理水 S-P 濃度経時変化

図 4-34 に消費電力の経時変化を示す。最大消費電力量はRUN2 の7時～9時の19.2kwhで、定格出力($11 \times 2 + 4 \times 2 = 30\text{kW}$)の64%に相当した。最小消費電力は早朝5時で約4kwhであった。二点DO制御を行った結果、流入負荷に応じた消費電力の制御が可能となり結果として消費電力の削減が可能となった。

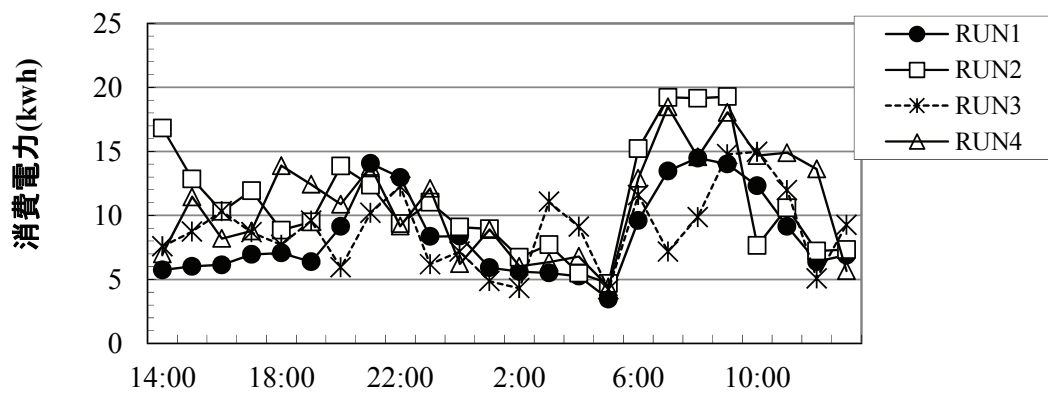


図 4-34 消費電力の経時変化

4-3-3 物質収支の検討

(1) 水量収支

図 4-35 および図 4-36 に処理場全体の水量収支を示す．ここでは，嫌気槽への返送汚泥分配比を変更した 2010 年 10 月 15 日の前後で区分し，前半と後半の平均値を 2 つの図に分けて示した．各水量は実測データより求めたが，汚泥系および砂ろ過オゾンの返流水は流入と放流の差分から求めた．

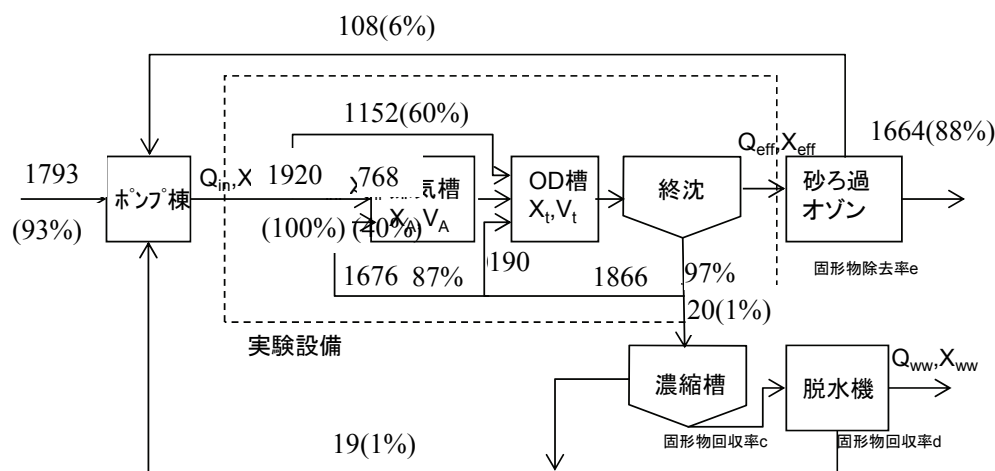


図 4-35 水量収支(2010/4/8～2010/10/15)

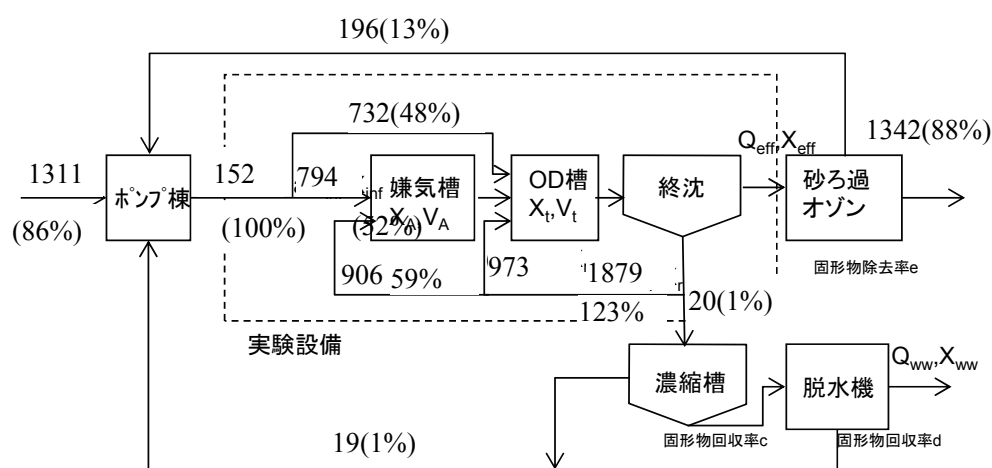


図 4-36 水量収支(2010/10/16～2011/3/26)

(2) 定期採水データを用いた収率の検討

図 4-37 に累積流入 T-COD に対する累積発生 P-COD 量をプロットした．流入 T-COD および発生 P-COD 量の定義をそれぞれ式(4-6)および式(4-7)に示す．汚泥引抜を行わなかったスタートアップ期間を除く直線部の傾きは 0.36 であった．すなわち流入 COD の約 36% が固形物として引き抜かれることとなる．これはベンチスケール実験の 54% と比べて低い．

また、処理水 S-COD として流出する割合は約 6%であり、残りの 58%が無機化することとなる。

$$\text{流入 T-COD(t/d)} = \text{流入水量(m}^3\text{/d)} \times \text{流入 T-COD} \quad (4-6)$$

$$\begin{aligned} \text{発生 P-COD 量(t/d)} &= \text{脱水ケーキ量(t/d)} \times (100 - \text{含水率}) / 100 \times \text{MLCOD} / \text{MLSS} + \\ &\text{流出水量(m}^3\text{/d)} \times \text{流出 P-COD} \end{aligned} \quad (4-7)$$

ここで V：リアクター容積

※なお、長期間の解析により反応槽内 MLCOD 蓄積分は今回は無視した。

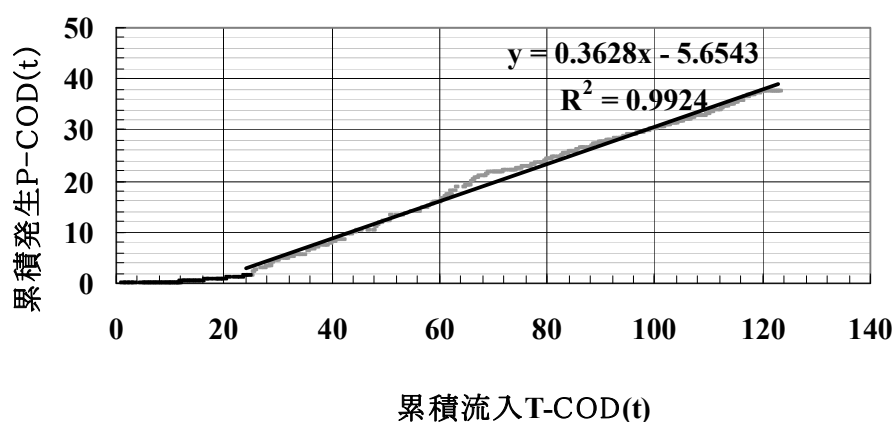


図 4-37 COD 収率

(3) 通日採水結果を用いた窒素収支の検討

第 3 回通日採水(2010 年 11 月 16 日~17 日)の結果を用いて窒素収支の検討を行う。まず嫌気槽、終沈での脱窒量を求め、次に OD 槽での脱窒量を計算し系全体での収支を検討する。

①嫌気槽、終沈での脱窒

嫌気槽内では汚泥の可溶化による $\text{NH}_4^+\text{-N}$ の増加の可能性があるが、硝化による $\text{NO}_x\text{-N}$ の増加は起こらないと考えられるため、 $\text{NO}_x\text{-N}$ を指標として用いる。水質データは 2 または 4 時間おきの測定データを線形補完して用いた。

$$\begin{aligned} \text{嫌気槽 1 での脱窒量} \\ = \Sigma (Q_1 \cdot N_{in}) + \Sigma (Q_r \cdot N_r) - \Sigma \{ (Q_1 + Q_r) \cdot N_{AT1} \} - \Delta N_{AT1} \cdot V_{AT1} \end{aligned} \quad (4-8)$$

$$\begin{aligned} \text{嫌気槽 2 での脱窒量} \\ = \Sigma \{ (Q_1 + Q_r) \cdot N_{AT1} \} - \Sigma \{ (Q_1 + Q_r) \cdot N_{AT2} \} - \Delta N_{AT2} \cdot V_{AT2} \end{aligned} \quad (4-9)$$

$$\begin{aligned} \text{終沈での脱窒量} \\ = \Sigma (Q_{out} \cdot N_{OD}) - \Sigma (Q_{eff} \cdot N_{eff}) - \Sigma \{ (Q_r + Q_w) \cdot N_r \} - \Delta N_{eff} \cdot V_{FST} \end{aligned} \quad (4-10)$$

②余剰汚泥(流出固形成分含む)

COD 収率と活性汚泥中の PN/PCOD 比の平均値 6.5%を用いて、余剰汚泥中の T-N の総量を計算する。次に、発生した余剰汚泥 T-N のうち一部が終沈より SS 成分として流出したと考え、余剰汚泥の総量から流出固形成分を差し引き引抜汚泥（蓄積含む）分を求める。

$$\begin{aligned} \text{余剰汚泥移行 N 量} &= \text{引抜(蓄積)N} + \text{流出固形成分 N} \\ &= \Sigma (Q_{in} \cdot \text{COD}_{in}) \times 0.36 \times 6.5/100 \end{aligned} \quad (4-11)$$

③系全体での脱窒量

系全体での脱窒量は下式より算出する。

$$\begin{aligned} \text{系全体での脱窒量} \\ &= \text{流入 T-N 量} - \text{流出 S-N 量} - \text{余剰汚泥移行量} \end{aligned} \quad (4-12)$$

④OD 槽での脱窒量の計算

OD 槽内では硝化と脱窒が同時に進行しており、下式により間接的に脱窒量を推定する。

$$\text{OD 槽での脱窒量} = \text{系全体の脱窒量} - (\text{嫌気槽での脱窒量} + \text{終沈での脱窒量}) \quad (4-13)$$

窒素収支の計算結果を下図に示す。流入窒素のうち約 68%が脱窒され、約 25%が余剰汚泥に移行した。流出 T-N のうち約 26%が余剰汚泥由来の固形成分であった。図中の流出(固形成分)と余剰(蓄積)の和が余剰汚泥への移行分となる。脱窒反応の約 95%が OD 槽で生じていた。

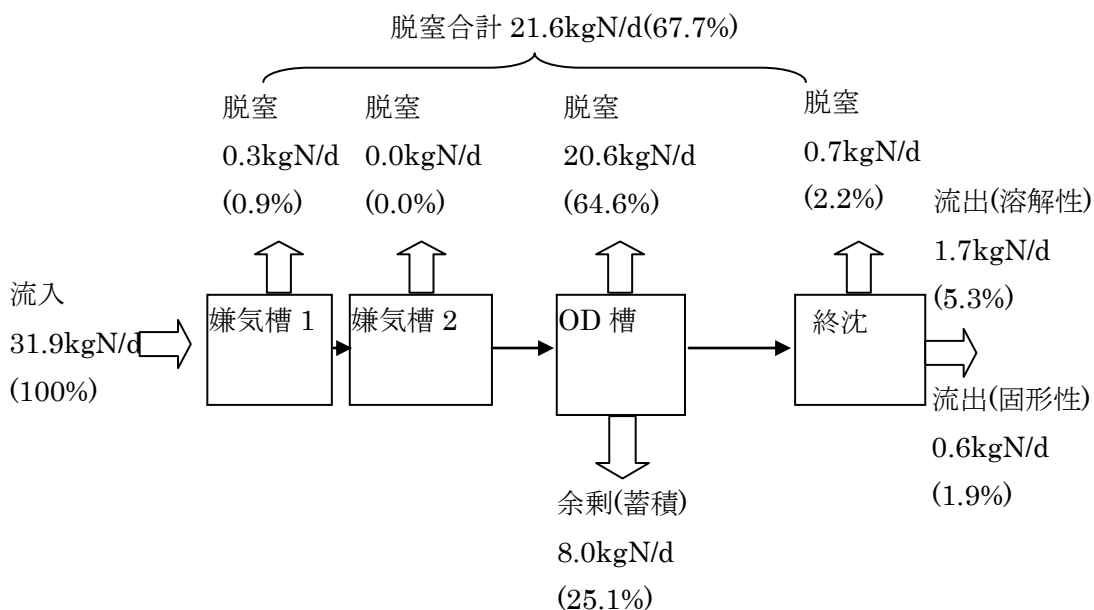


図 4-38 窒素収支 (実証実験 RUN1 通日試験)

(3) 通日採水結果を用いた COD 収支の検討

ここでは(2)で検討した定期採水データによる COD 収率および通日採水データを用いた窒素収支の結果と脱窒反応の化学量論比を用いて、無機化した COD 成分のうち代謝経路（好氣的酸化，脱窒）の割合について検討する。

①系全体での COD 収支

(2)の検討結果より余剰汚泥 COD は流入 COD の 36%とし、無機化した COD を下式より算出した。また、余剰汚泥 COD の一部が終沈より SS 成分として流出したと考え、余剰汚泥 COD から流出固形性 COD を差し引くことで、引抜汚泥(蓄積)COD を求めた。

$$\begin{aligned} \text{無機化 COD 量} &= \text{流入 T-COD} - \text{流出 S-COD} - \text{余剰汚泥 T-COD} \\ &= \sum \{Q_{in} (T-COD_{in} - S-COD_{eff})\} - \sum (Q_{in} \cdot T-COD_{in}) \times 0.53 \\ \text{引抜(蓄積)COD} &= \sum (Q_{in} \cdot T-COD_{in}) \times 0.36 - \sum (Q_{eff} \cdot P-COD_{eff}) \end{aligned} \quad (4-14)$$

②硝酸呼吸（脱窒）による COD 減少量(無機化量)

硝酸の脱窒に必要な COD_{cr} の化学量論比 2.86 と、窒素収支で求めた脱窒量を用いて、脱窒による COD 無機化量を計算した。

$$\text{無機化 COD 量(脱窒)} = \text{脱窒 N 量} \times 2.86 \quad (4-15)$$

③好氣的酸化による COD 減少量（無機化量）

全無機化量から脱窒による無機化量を差し引いて下式より求めた。

$$\text{無機化 COD 量(好氣的酸化)} = \text{無機化 COD 量} - \text{無機化 COD 量(脱窒)} \quad (4-16)$$

COD 収支の計算結果を図 4-39 に示す。

流入 COD のうち約 35%が余剰汚泥に移行し、その一部が固形成分として処理水中にも流出した。流入 COD の約 60%が無機化し、その内訳は好氣的酸化が 3 分の 2、脱窒反応による無機化が 3 分の 1 であった。仮に、無機化がすべて好氣的に進行した場合を基準とすると、COD 無機化に必要な必要酸素量を脱窒反応により 3 分の 1 削減できたこととなる。

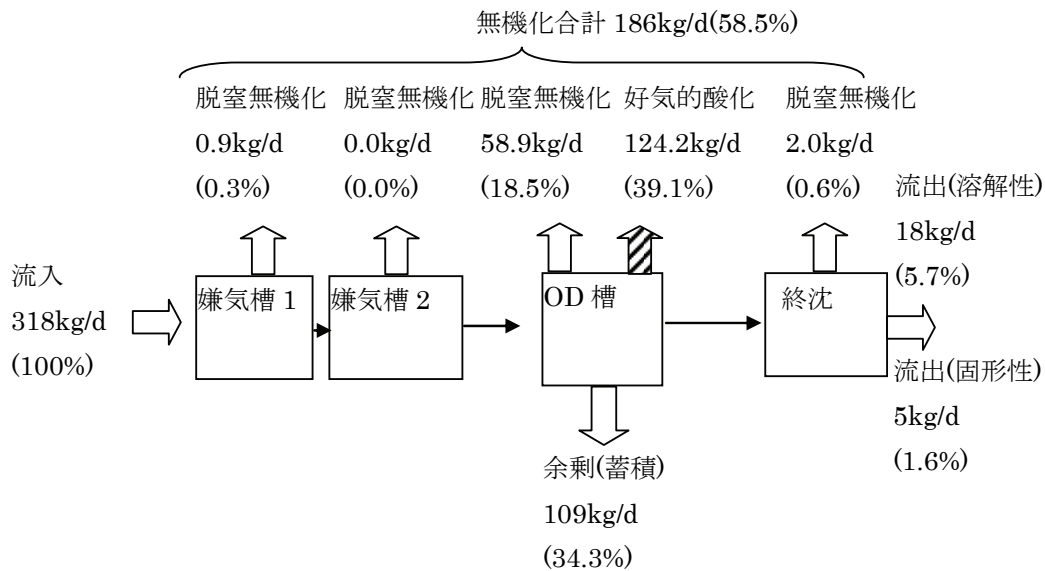


図 4-39 COD 収支 (実証実験 RUN1 通日試験)

(4) 通日採水結果を用いたリン収支の検討

リンは下水処理プロセス中では気化しないため、系内および各槽間で物質量は保存される。しかし、リンの形態は嫌気槽でのリン放出や OD 槽での過剰摂取などにより変化する。ここでは、まず系全体の T-P 収支を検討したのち、槽毎の形態変化について検討を行う。

①系全体でのリン収支

系全体でのリン収支は式(4-17)で表される。COD, N の場合と異なり左辺と右辺をそれぞれ独立に計算可能であるため、その計算結果を比較する。

$$\begin{aligned} \text{余剰汚泥(引抜)P 量} &= \text{流入 T-P} - \text{流出 S-P} \\ \Sigma(Q_w \cdot T-P_w) &= \Sigma \{Q_{in} (T-P_{in} - S-P_{eff})\} \end{aligned} \quad (4-17)$$

図 4-40 にリンの収支計算結果を示す。ここで余剰汚泥 P 量は、余剰汚泥引抜量および返送汚泥濃度を用いて計算した。各項を独立して計算した結果、流入量を 100%とした場合に約 15%の不明分が生じた。

②リンの形態変化

各槽でのリンの形態変化を式(4-18)～式(4-22)を用いて、 PO_4^{3-} -P を指標と計算した。なお、摂取を+、放出を-とした。OD 槽内のリン濃度は均一で、嫌気槽での固形物可溶化による増加は無視できると仮定した。

$$\begin{aligned} \text{嫌気槽 1 での摂取(放出)量} &= \Sigma(Q_1 \cdot P_{in}) + \Sigma(Q_r \cdot P_r) - \Sigma \{ (Q_1 + Q_r) \cdot P_{AT1} \} - \Delta P_{AT1} \cdot V_{AT1} \end{aligned} \quad (4-18)$$

$$\begin{aligned} \text{嫌気槽 2 での摂取(放出)量} &= \Sigma \{ (Q_1 + Q_r) \cdot \text{PAT}_1 \} - \Sigma \{ (Q_1 + Q_r) \cdot \text{PAT}_2 \} \\ &- \Delta \text{PAT}_2 \cdot \text{VAT}_2 \end{aligned} \quad (4-19)$$

$$\begin{aligned} \text{OD 槽での摂取(放出)量} &= \Sigma \{ (Q_1 + Q_r) \cdot \text{PAT}_2 \} + \Sigma (Q_2 \cdot \text{Pin}) - \Sigma (Q_{\text{out}} \cdot \text{POD}) \\ &- \Delta (\text{POD} \cdot \text{VOD}) \end{aligned} \quad (4-20)$$

$$\text{終沈での摂取(放出)量(流出分)} = \Sigma \{ Q_{\text{eff}} (\text{POD} - P_{\text{eff}}) \} \quad (4-21)$$

$$\text{終沈での摂取(放出)量(返送汚泥分)} = \Sigma \{ Q_r (\text{POD} - P_r) \} \quad (4-22)$$

図 4-41 に各槽のリン形態変化を示す。嫌気槽でのリン放出と OD 槽での過剰摂取が確認された。返送汚泥中でのリン放出が確認された一方、嫌気槽 2 での放出は確認されなかった。返送汚泥中のリン放出は終沈の下部で生じていると考えられ、上澄水側への移行は確認されなかった。

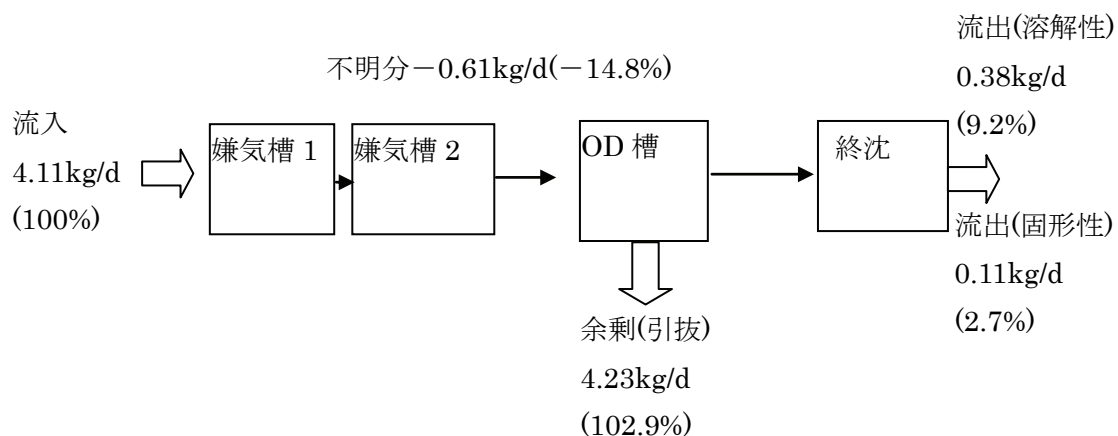


図 4-40 リン収支 (実証実験 RUN1 通日試験)

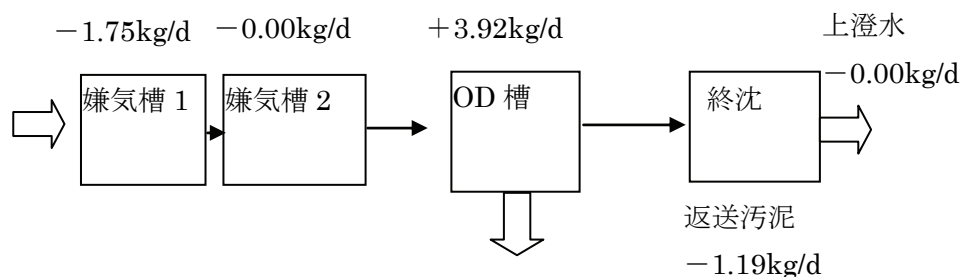


図 4-41 リン形態変化 (実証実験 RUN1 通日試験)

4-3-4 消費動力特性

図 4-42 に汚水 1m³ 当りの単位消費電力(曝気+攪拌) を示す。単位消費電力は処理水量が大きいほど小さかった。これは、この制御方法では、内生呼吸分などの活性汚泥に関わる電力消費量が流入水量によらずほぼ一定になるためと考えられる。下流側の DO2 設定値を 0.2→0.4mg/L に変更した RUN3 を除くデータの回帰式から処理水量 1750m³/d の時の単位消費電力は 0.124kwh/m³ で、実験データ全体の平均値は 0.125±0.025(S.D.)kwh/m³ であった。実負荷実験における消費電力のうち約 7 割が曝気動力、3 割が攪拌動力であった。

N 浄化センターでは前年の平成 21 年度に、No.1 系列においてスクリー式曝気装置を用いた運転を行い、平成 22 年度とほぼ同量の下水を処理しているため、同一条件での消費電力の比較を行うことができる。平成 21 年度の実績値 0.38kw/m³ に対して、実規模実験を行った H22 年度の消費電力は約 67%の削減となり、年間実績流入水量 650 千 m³/年に対して 166 千 kwh/年の削減に相当した。また CO₂ 換算係数(四国電力) 0.378⁸⁾を用いると 62.7tCO₂/年の削減に相当した。

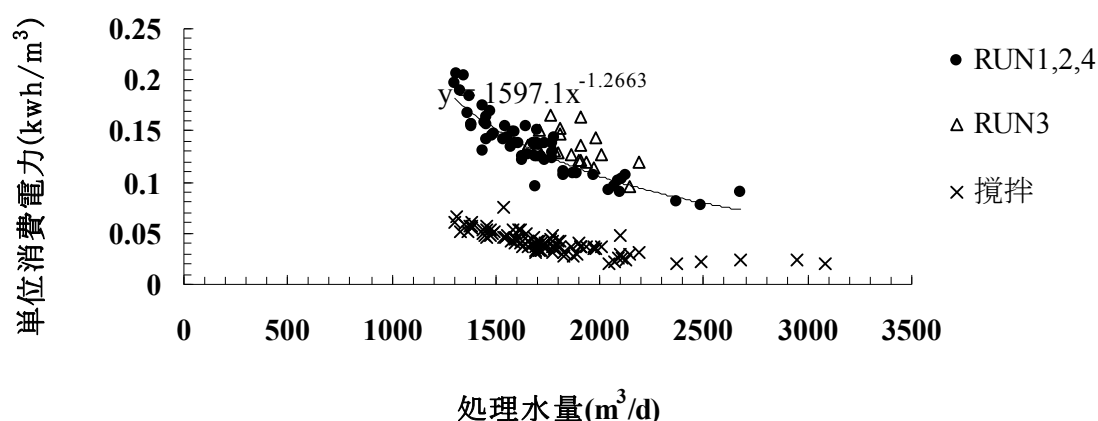


図 4-42 処理水量と単位消費電力

他の処理方式との比較を行うため、下水道統計のデータを用いて、主な水処理方式と単位消費電力(水処理)を表 4-13 示す。異常値の影響を排除するため中央値および上位 10%の値を示した。OD の曝気・攪拌動力は本施設における水処理施設電力の約 9 割を占めることを合わせ考えると、本実験で得られた単位消費電力は、他の水処理方式と比べても相当程度に低く、優れた省エネルギー性が示された。

なお、実験データ以外のケースの電力消費特性については、第 5 章でモデル化を行い詳細に検討する。

表 4-13 処理方式毎の単位消費電力⁹⁾

処理方式	N	中央値	上位10%
標準活性汚泥法	612	0.49	0.31
A ₂ O法	39	0.57	0.39
OD法	214	0.72	0.49
循環式硝化脱窒法	26	0.80	0.45

※単位：kwh/下水 m³

※対象：日平均処理水量 1000m³/d 以上

第 4 節 結語

高負荷二点 DO 制御 OD 法の実用化に向けた最終段階として、1 年間のフルスケール実証実験を行った。実験には N 浄化センターの No.2 OD 槽（4.5m 幅、水路長 165m）およびその前段に設置した生物リン除去設備を用いた。

実施設においても二点 DO 制御法を用いて曝気風量と水路流速を独立に制御することで、安定した好気ゾーンと無酸素ゾーンを現出させることができた。その結果、晴天時日最大時 12.3 時間（平均 HRT 約 16 時間）の条件で、処理水 T-BOD が $4 \pm 3(\text{mg/L})$ 、T-N が $1.3 \pm 0.5(\text{mg/L})$ 、T-P が $0.6 \pm 0.2(\text{mg/L})$ と非常に良好な処理成績を安定して得ることができた（±は標準偏差を表す）。

時間変動特性を把握するために行った通日試験の結果から、流入負荷の時間変動にもかかわらず、曝気量と水路流速を調節することで二点の DO を一定に制御することができ、結果的に安定した処理水質が得られたことを確認した。

系内物質収支の検討を行ったところ、通日試験の解析結果では脱窒反応の 95% が OD 槽で生じていたこと、脱窒反応による COD 無機化が全無機化量の 3 分の 1 を占めていたことを明らかにした。また、嫌気槽でのリン放出と OD 槽での過剰摂取と同時に返送汚泥中でのリン放出が確認されたが、処理水側への移行は確認されなかった。

汚水 1m³ 当りの単位消費電力（曝気＋攪拌）は処理水量 1750m³/d の場合で 0.124kwh/m³、実験データの全平均で 0.125kwh/m³ と低く、N 浄化センターの No.1 系列（スクリー曝気装置）の H22 年度実績値（0.38kwh/m³）に対して約 67% の削減となった。本数値は統計データを用いた主な水処理方式の上位 10% と比べても相当程度に低い値であり、消費電力削減に大きな効果があることが実証された。

-
- 1) Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling(2003),Water Environment Research Foundation
- 2) 気象庁ホームページより，2010 年後免観測所気象データ
- 3) 日本下水道事業団：オキシデーションディッチ法の評価に関する第 3 次報告書－OD 法の運転管理手法および高度処理化，別添資料， p.18
- 4) 千草 薫，産業用水調査会：図説 微生物による水質管理 pp.61-65
- 5) 社団法人 日本下水道協会(2009)，下水道施設設計指針と解説 2009 年版，後編， p.120
- 6) 平成 18 年度香南市野市浄化センター実施設計業務 土木各種検討計算書，平成 19 年 3 月
- 7) 社団法人 日本下水道協会(1997)，水試験方法 1997 年版，上巻， p.272
- 8) 環境省報道発表資料（2009.12.28 付），平成 20 年度の電気事業者別実排出係数・調整後排出係数等の公表について
- 9) 日本下水道協会(2011)，平成 21 年度版下水道統計

第 5 章 数値モデルを用いた制御因子の解析と設計手法の提示

第 1 節 序説

第 2 章では実験データの日平均値を用いて定常的な設計・操作因子の検討を行い、系内の DO 分布が窒素の処理特性に大きな影響を与えることを明らかにした。しかし、二点 DO 制御 OD 法では流入負荷の時間変動に応じて曝気量や循環流速を変化させており、より短い時間スパンでの解析も必要である。第 3 章では清水実験の実験結果から実 OD 施設における二点 DO 制御の設計・操作因子を検討したが、さらに実装置の運転条件とプロセス内の制御因子の関係をモデル化することは、実用上有意義である。

そこで本章では、第 2 節で系内の DO 分布を再現するための数値モデルおよび実装置の運転条件を定式化する物理モデルを構築した。数値モデルは OD 槽内の流動および DO 収支を基にした独自のモデルを用いたが、一般的な活性汚泥モデル (ASM) を用いた検証も行った。第 3 節で、これらの数値モデルを用いて制御因子の解析を行い、第 4 節で前章までの結果も合わせた設計手法の提示を行った。

第 2 節 数値モデルの構築

5-2-1 モデルの概要

本研究で検討対象とするモデルは、DO 収支モデル、物理モデルおよび活性汚泥モデルから構成され、図 5-1 にその概要を示す。

OD 水路内の流動状態は巨視的に見て完全混合であるため、槽内の基質・微生物濃度は一定の時間内では定常と仮定できる。DO 収支モデルはこれらの仮定に基づき、完全混合槽列を用いて DO 収支式を構築するものである。一定時間内での擬似的な平衡状態を仮定し計算を行うため、連立方程式あるいは漸化式を解けばよく、制御因子の検討のためには実用上有意義なものである。本モデルは DO プロフィールが最終出力であるため、直接的に処理水質を予測するものではないが、実験データあるいは活性汚泥モデルで求めた酸素消費速度を入力とし、処理水質に大きな影響を与える系内の DO プロフィールも計算することができる。

一方、活性汚泥モデル(ASM¹⁾は流入水量・水質(分画)を入力とし、生物反応を考慮した連立微分方程式を解き、出力として処理水質を得ることができる。また、既往の報告も多いため本研究では検証のために活性汚泥モデルによる検討も行った。

物理モデルは実施設における曝気量や循環流速などの運転条件とプロセス内部での制御因子との相関関係を定式化・モデル化するもので、反応槽の形状や処理装置特性などに依存するものである。また、装置の運転条件と消費電力の関係も含まれる。

これらのモデルを総合的に活用することで、高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計・操作因子の解析を行うことが可能となり、また実務上の設計や運転管理などにも資することができると思われる。

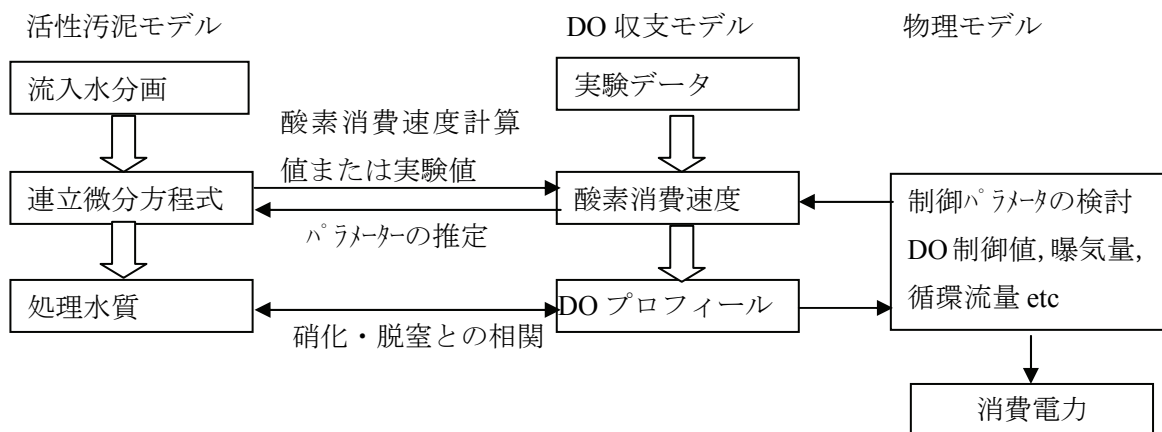


図 5-1 数理モデル概要

5-2-2 DO 収支モデル

(1) OD 槽内の DO 収支

図 5-2 に示すような OD 槽を模擬した N 槽完全混合槽列モデル(N=8)において、各槽の DO の収支は式(5-1)で表される。

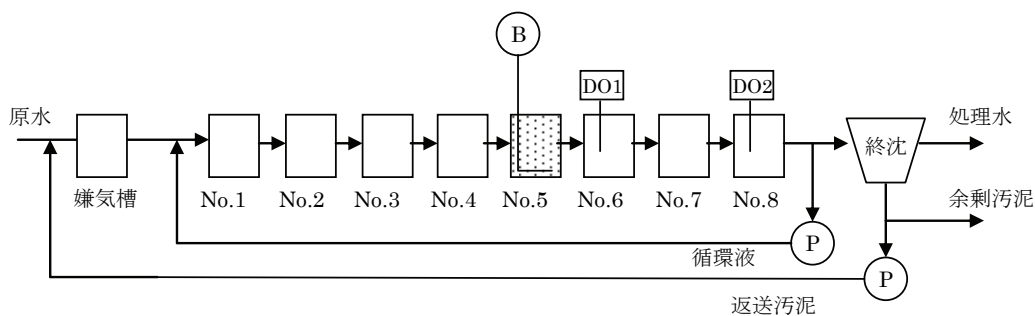


図 5-2 ベンチスケール実験フロー図

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{C_{i-1} - C_i}{T_R / N} + \alpha \cdot K_L a_i (\beta \cdot C_S - C_i) - r_i \quad (5-1)$$

ここで C_i : 第 i 槽の溶存酸素濃度(mg/L)

t : 時間(hr)

T_R : 循環時間(hr)

r_i : 第 i 槽の酸素消費速度 {mgO₂/(L・hr)}

$\alpha K_L a_i$: 第 i 槽汚水総括酸素移動容量係数(1/hr)

βC_S : 汚水飽和溶存酸素濃度(mg/L)

図 5-2 の曝気槽 ($i=5$) について考えると、一定の無酸素ゾーンが形成されている条件下では $C_4=0$ であり、定常状態を仮定すると式(5-2)が導かれる。

$$0 = \frac{-C_5}{T_R / N} + \alpha \cdot K_L a (\beta \cdot C_s - C_5) - r_5 \quad (5-2)$$

一方，非曝気槽では $\alpha K_L a = 0$ となり式(5-2)が導かれる．

$$0 = \frac{C_{i-1} - C_i}{T_R / N} - r_i \quad (5-3)$$

(2) 酸素消費速度 (OUR) モデル

非曝気槽である第 6, 7, 8 槽の OUR の実測データは式(5-3)に DO 濃度および循環時間の実測データを代入して計算することができる．ここでは，実測 OUR および DO を基に簡易 DO 収支モデルに組み込むための OUR のモデル式について検討する．OUR $\{r_i, \text{mgO}_2/(\text{L} \cdot \text{hr})\}$ は一般に DO および基質濃度，微生物濃度の関数として式(5-4)のように表すことができる．

$$r_i = \mu_{O_2} \times \frac{C_i}{K_O + C_i} \times \frac{S_i}{K_S + S_i} \times X \quad (5-4)$$

ここで μ_{O_2} : 比酸素消費速度 $\{\text{mgO}_2/(\text{mgX} \cdot \text{hr})\}$

S_i : 第 i 槽基質濃度 (mg/L)

K_O : DO 半飽和定数 (mg/L)

K_S : 基質に関する半飽和定数 (mg/L)

X : 微生物濃度 (mg/L)

式(5-4)で日間変動の範囲では微生物濃度は一定とみなせること，DO 勾配は一定に制御されていることから，OUR の経時変化は基質濃度の時間変化に起因すると考えられる．

また，式(5-4)で微生物濃度は空間的にも均一と考えられるため，同一時間帯における OUR の空間分布は主に DO 勾配および基質濃度勾配の影響を受けると考えられる．ここで，第 2 章で述べたように OD 槽内は高い循環倍率により装置全体で完全混合に限りなく近いため，基質濃度は均一で濃度勾配は無視しうると考えられる．一方，DO は 1 周回ごとに曝気による上昇と酸素消費による下降を繰り返しておりその濃度勾配は無視できない．

以上の考察から，式(5-4)の右辺の DO 項以外は最大 OUR r_{\max} として表現し， r_{\max} は各槽共通で時間帯毎に変化すると考えると式(5-5)が導かれる．

$$r_i = r_{\max} \times \frac{C_i}{K_O + C_i} \quad (5-5)$$

ここで r_{\max} : 最大 OUR $\{\text{mg}/(\text{L} \cdot \text{hr})\}$

次に， r_i および C_i の実測値および式(5-5)を用いて，パラメーター r_{\max} および K_O を推定する方法について以下に検討する．まず， K_O は DO に関する半飽和定数²⁾で硝化細菌に対して 0.5mg/L ，従属栄養細菌に対して 0.2mg/L などの値が報告されており実験条件により変化する可能性がある．しかし，時間帯毎に r_{\max} と K_O が独立に変化すると考えた場合， $(C_i, r_i) (i=6 \sim 8)$ の 3 組のデータから 2 つのパラメーター r_{\max} と K_O を推定することとなり難しい．そこでひとまず K_O は RUN 内では変化しないものと仮定して，各時間帯の r_{\max} を最小二乗

法により推定した後、 K_0 の適合性について検討することとした。

パラメーターの推定には第2章で示した通日試験における第6, 7, 8槽のDOおよびOURの1時間平均値(データ数72)を用いた。なお、第7槽のDO計が故障したRUN3のデータは対象外とした。推定した r_{\max} と K_0 を用いて式(5-5)より計算したOURと実測OURの相関係数を求めた。さらに、 K_0 を0.0~1.0mg/Lに変化させその影響を検討した。

図5-3に、各RUNにおける r_{\max} の24時間平均値および計算値と実測値の相関係数を示す。RUN2-1では $K_0=0.1\sim0.2$, RUN4では $K_0=0.4\sim0.5$ 付近で相関係数が最大となったが、0.1~0.4の範囲では相関係数の変化は小さかった。そこで、以下の計算では $K_0=0.2\text{mg/L}$ を共通のパラメーターとして用いることとした。

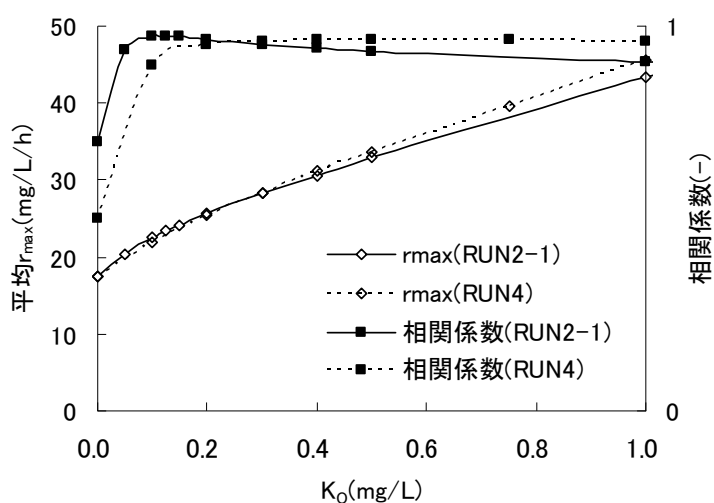


図 5-3 定数 K_0 と平均 r_{\max} および相関係数

$K_0=0.2\text{mg/L}$ とした場合の実測OURおよびモデル式(5-5)による計算値を図5-4に示す。RUN2-1およびRUN4ともに回帰直線の傾きは約1で実測OURと計算値の平均はほぼ一致した。

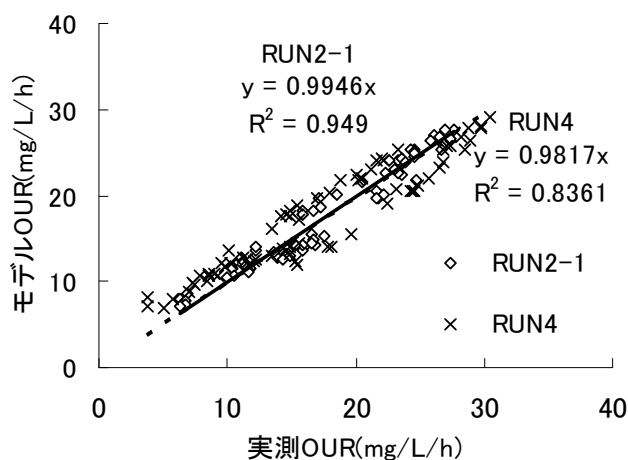


図 5-4 実測 OUR とモデル OUR

5-2-3 活性汚泥モデル

計算はIWAの活性汚泥モデルASM2dに基づき市販のソフトウェア(WEST ver.3.7.5)を用いて行った³⁾。ベンチスケールを模擬した8槽完全混合槽列の生物反応槽に最終沈殿池を組み合わせた。各パラメーターはデフォルト値を使用した。実験データを用いたキャリブレーションにより、表5-1に示すパラメーターを変更した。

なお、ここで変更した従属栄養性細菌のDOに対する半飽和係数 K_O は前頁に述べた K_O とは異なるものである。すなわち、DO収支モデルにおける K_O は従属栄養性細菌と硝化細菌を区別しておらず、両者による酸素消費速度を総合的に示す指標である。一方、活性汚泥モデルでは両者を区別して計算を行った。

表 5-1 修正パラメーター

パラメーター	採用値	デフォルト値	備考
K_{NH4_AUT}	0.5 mg/L	1.0	硝化細菌のアンモニアに関する半飽和定数
K_O	0.1 mg/L	0.2	従属栄養性細菌のDOに関する半飽和係数

定常計算では100日間の計算を行い、非定常計算では平均流入条件に対してあらかじめ定常計算を行った上で、約1秒刻みで計算を行った。計算条件を表5-2に示す。

流入水の水質を表5-3に示す。T浄化センターの初沈流入水の水質を参考に設定した。流入水はCOD_{Cr}の実測値および流入水中のff-COD⁴⁾を用いて分画し、 X_I （固形性生物難分解性COD）、 X_S （遅分解性COD）は固形物発生量が実測値と一致するようにあらかじめキャリブレーションを行った。ここで、ff-CODとは流入水を凝集・ろ過(0.45 μ m)し、遅分解性のコロイド成分を除去することで、物理化学的な手法で易分解性CODの分画を行なうものである。

表 5-2 計算条件

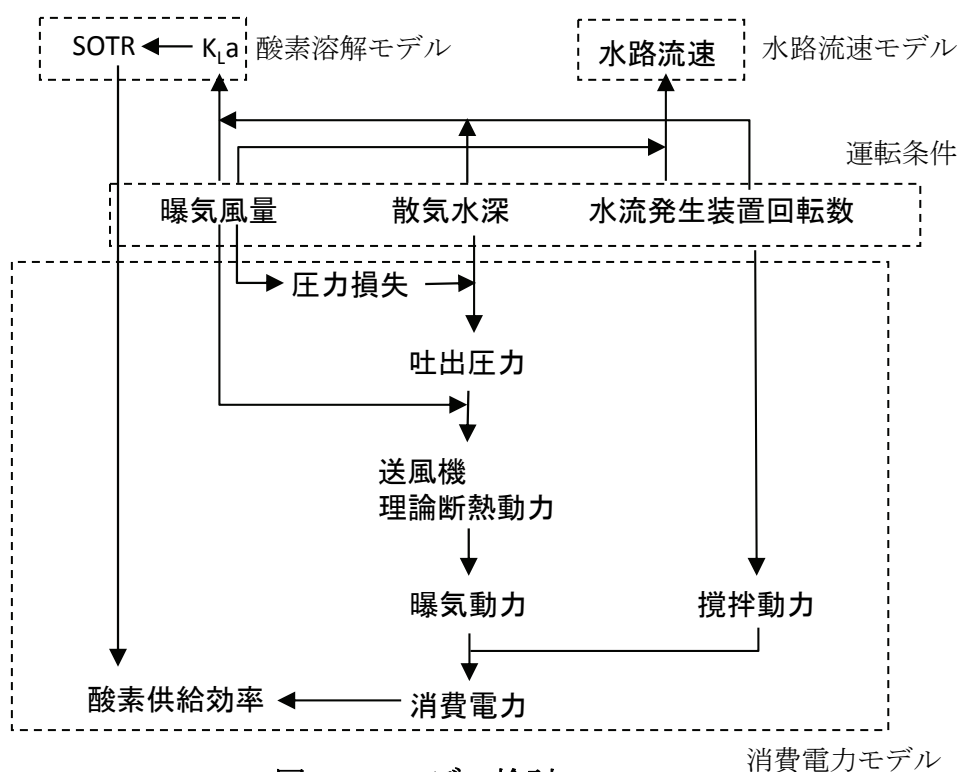
処理水量	750～3,000m ³ /d
容量	1,500m ³ (水路長150mを想定)
最終沈殿池水面積負荷	8m ³ /(m ² ・日)
反応タンク MLSS	3500mg/L
水温	15℃

表 5-3 流入水質および分画

成分	流入水中の濃度	備考
BOD ₅	160 mg/L	
SS	181 mg/L	
T-N	35.8 mg/L	
NH ₄ -N	19.9mg/L	
PO ₄ ³⁻ -P	3.1 mg/L	
S_I	17.25 mg/L	溶解性生物難分解性 COD
S_A	36.5 mg/L	有機酸 COD
S_F	6.25 mg/L	易分解性 COD
X_I	78 mg/L	固形性生物難分解性 COD
X_S	217 mg/L	遅分解性 COD
T-COD	244mg/L	

5-2-4 実施設における曝気・攪拌および消費電力モデル

ここでは、プロセス内部の設計・操作因子 (K_La , 水路流速) と実装置の運転条件 (曝気風量, 水流発生装置回転数) および消費電力の関係をモデル化する. これにより実設備の運転条件や諸費電力特性などを含めた統合的な検討を行うことができる. 検討フローを図 5-5 に示す.



(1) 水路流速モデル

水路流速は OD 水路の循環時間を決定し、DO プロフィールに影響を与える操作因子である。また、水路流速は二点 DO 制御法の適用範囲に影響を与える設計因子でもある。ここでは第 3 章で述べた清水実験結果を基に水流発生装置の回転数、曝気量と水路流速などの関係について整理し定式化を試みる。

①水流発生装置回転数と水路流速

図 5-6 に示すように曝気なしの場合の水路流速は水流発生装置回転数に比例し、その回帰式は式(5-6)で表される。

$$v = \text{rpm} \times 0.0113 \quad (5-6)$$

ここで v : 水路流速(m/s)

rpm : 水流発生装置回転数(rpm)

②曝気の影響

図 5-7 に曝気量と水路流速の関係をプロットした。実験では水路流速は連続測定しておらず、水流発生装置の回転数および曝気量の記録データから水路流速への換算式を用いることとした。曝気なしのデータから得られた実験式に、曝気の影響を考慮した補正項を導入し、実験データを用いた最小二乗法により係数を決定した。また得られた実験式を合わせて実線で示した。実験式はデータをよく再現できた。

$$v = \text{rpm} \times 0.0113 - \sqrt{G_s/A_{\text{aer}}} \times 0.169 \quad (5-7)$$

ここで G_s : 曝気量(Nm^3/min)

A_{aer} : 散気装置設置面積 $= 4.5 \times 18 = 81\text{m}^2$

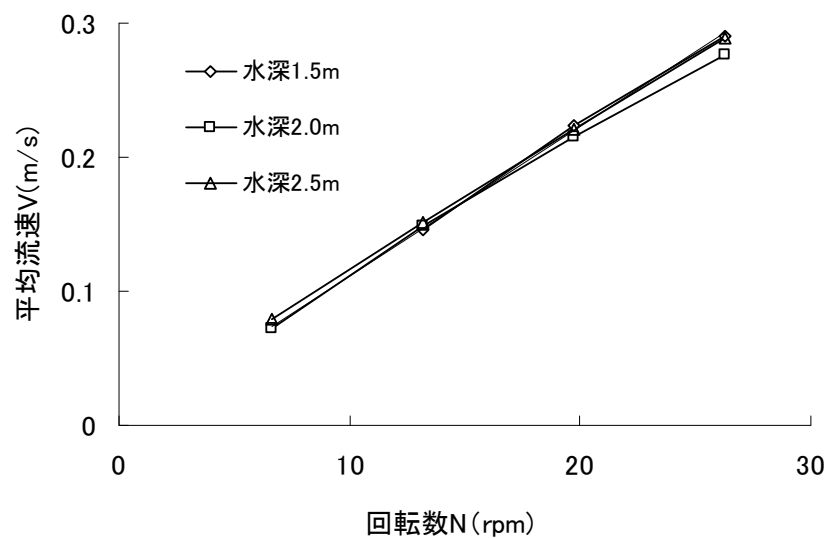


図 5-6 水深別の水流発生装置回転数と平均流速の関係（曝気なし）

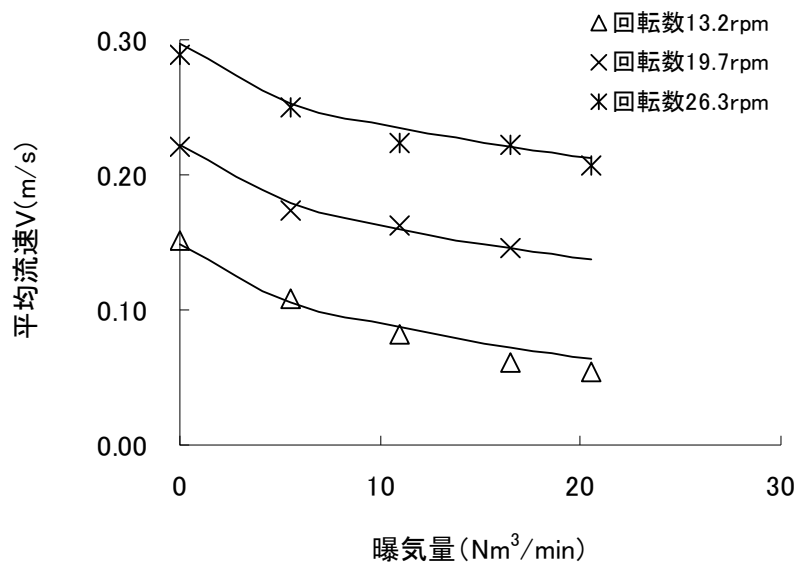


図 5-7 平均流速の実験結果とモデル計算結果

(2) 酸素移動モデル

散気装置の酸素溶解効率、単位電力量当たりの酸素供給効率および消費電力量を決定するパラメーターの一つであり、活性汚泥中への酸素供給量および DO にも影響を与える。散気装置の清水中での酸素溶解効率の測定結果については第 3 章で述べたが、ここでは消費電力削減効果の数値化を目的として、酸素溶解効率、 K_La および曝気風量など関連パラメーターと消費電力の関係について定式化を試みる。

①曝気量、水路流速の影響

図 5-8 に水深 2.5m (散気水深 2.2m) の実験データをプロットし、合わせて実験式を実線で示した。Eckenfelder の式より水流発生装置回転数毎に回帰式を求め、水流流速に関する補正項を導入し実験データを用いた最小二乗法により以下の実験式を導いたところ、実験式はデータをよく再現できた。

$$K_{La20} = 0.150 \times Gs^{0.829} \times (1 + 0.027 \times \text{rpm}) \quad \text{※散気水深 2.2m の時} \quad (5-8)$$

ここで K_{La20} : 水温 20°C における K_{La} (1/hr)

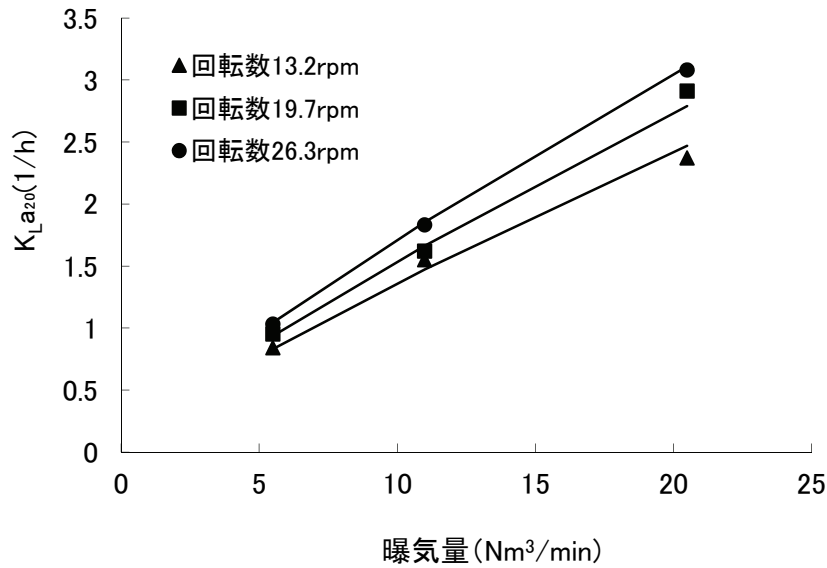


図 5-8 曝気量と水流発生装置回転数による KLa_{20} の推定式

②散気水深の影響

次に、散気水深の影響について検討する。第3章の考察より酸素供給能力 SOTR は散気水深に比例した。水深 2.5(m)(散気水深 2.2m)における KLa を $KLa_{2.5}$ 、水深(h)m(散気水深 h-0.3 m)における KLa を KLa_h とすると、SOTR の定義から

$$\frac{SOTR_{(h)}}{SOTR_{(2.5)}} = \frac{k_L a_{20(h)} \times C_{\infty 20}^* \times V_h}{k_L a_{20(2.5)} \times C_{\infty 20}^* \times V_{2.5}} = \frac{h-0.3}{2.5-0.3} \quad (5-9)$$

ここで $SOTR_{(h)}$: 水深 h(m)における SOTR(kg/hr)

$SOTR_{(2.5)}$: 水深 2.5(m)における SOTR(kg/hr)

V_h : 水深 h(m)における反応槽容積(m³)=A×h

ここで A : 反応槽平面積(m²)

$V_{2.5}$: 水深 2.5(m)における反応槽容積(m³)=A×2.5

$KLa_{20(h)}$ について整理すると

$$KLa_{20(h)} = KLa_{20(2.5)} \times \frac{(h-0.3)2.5}{2.2h} \quad (5-10)$$

式(5-9)および式(5-10)より任意の水深 h に対して下式が導かれる。

$$KLa_{20} = 0.150 \times Gs^{0.829} \times (1 + 0.027 \times rpm) \times \frac{(h-0.3)2.5}{2.2h} \quad (5-11)$$

(3) 消費電力モデル

①攪拌動力

実験データより攪拌動力は水流発生装置の回転数の 3 乗に比例する。一方、攪拌動力は

水深の一次関数で表され、無負荷(水深 0m 時)動力は回転数に比例する．そこで、式 5-12 に無負荷動力の補正項を導入し、実験データを用いた最小二乗法により以下の実験式を導いた．ここで、右辺第二項が無負荷動力の補正項である．また、実験データは軸動力ではなく消費電力のデータを用いた．

$$P_{\text{mix}} = 8.86 \times 10^{-5} \times \text{rpm}^3 \times h + 0.061 \times \text{rpm} \quad (5-12)$$

ここで P_{min} : 攪拌動力 (消費電力) (kw)

rpm : 水流発生装置回転数(rpm)

h : 水深(m)

図 5-9 に実験データをプロットし、合わせて実験式を実線で示した．実験式はデータをよく再現している．

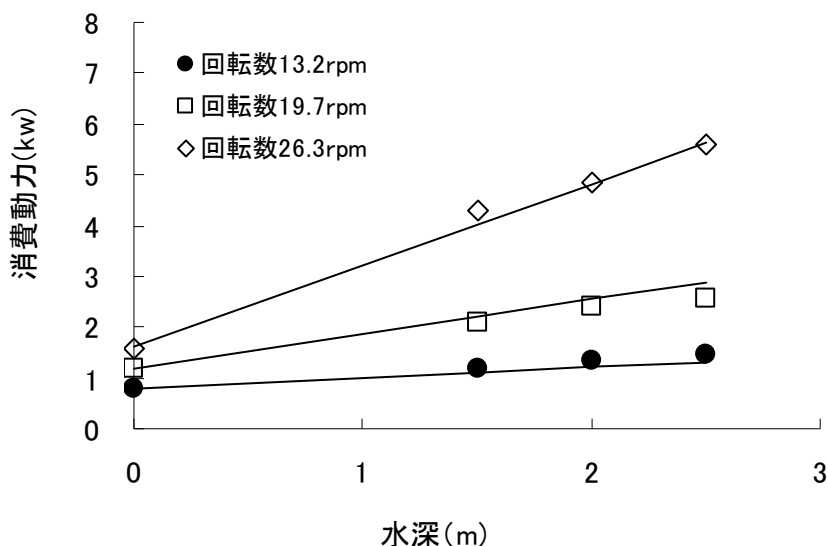


図 5-9 回転数、水深と攪拌動力 (消費電力)

②曝気動力

ここでは $K_L a$ と送風機の消費電力の関係について検討する．曝気軸動力すなわち送風機の軸動力は曝気風量と吐出圧力から求めることができる．図 3-32 より以下の性能曲線回帰式が得られている．

$$G_s = -0.0255 \times P_a + 11.752 \quad (5-13)$$

$$P'_{\text{aer}} = 0.1098 \times P_a + 1.1785 \quad (5-14)$$

ここで P'_{aer} : 曝気軸動力

G_s : 曝気風量(Nm^3/min)

P_a : 吐出圧力(kPa)

ここから、曝気風量 $1\text{m}^3/\text{min}$ あたりの吐出圧力と軸動力の関係式を求めると

$$P'_{\text{aer}}/G_s = (-0.0255 \times Pa + 11.752) / (0.1098 \times Pa + 1.1785) \quad (5-15)$$

吐出圧力は静水圧と圧力損失からなり，それぞれ散気水深と曝気風量から計算することができる．5-5-3 で得られた結果から次式が得られる．

$$\begin{aligned} \text{吐出圧力 } Pa(\text{kPa}) &= \text{散気水深}(\text{m}) \times 9.8 + \text{散気装置圧損} + \text{空気管圧損} \\ &= (\text{水深} - 0.3) \times 9.8 + (0.1243 \times G_s + 1.9) + 4.26 \times 10^{-3} \times G_s^2 \end{aligned} \quad (5-16)$$

曝気動力（送風機の消費電力）は曝気軸動力を機械効率で除して求めることができる．

$$P_{\text{aer}} = P'_{\text{aer}} / \eta \quad (5-17)$$

ここで η : 機械効率 ($=0.95 \times 0.9 \times 0.9 = 0.77$)

③消費電力

消費電力は攪拌動力と曝気動力の和となり，式(5-18)により計算できる．

$$\text{消費電力 } P(\text{kW}) = \text{曝気動力 } P_{\text{aer}} + \text{攪拌動力 } P_{\text{mix}} \quad (5-18)$$

④酸素供給能力 SOTR および酸素供給効率

曝気風量，水流発生装置回転数および水深が条件として与えられると，式(5-11)より $K_L a_{20}$ が定まる．計算した $K_L a$ から標準状態(20℃，101.3kPa，DO0mg/L)での酸素供給能力 SOTR は下式で計算される．

$$\text{SOTR}(\text{kgO}_2/\text{hr}) = K_L a_{20} \times C_s \times V \times 10^{-3} \quad (5-19)$$

ここで C_s : 飽和 DO 濃度 8.84mg/L(at20℃)

V : 反応槽容積 $= A \times h$

ここで A : OD 水路平面積 = 水路長 \times 水路幅 $= 165 \times 4.5 = 742.5\text{m}^2$

酸素供給効率は単位消費電力当たりの酸素供給量であり，SOTR を消費電力 P で除して求められる．

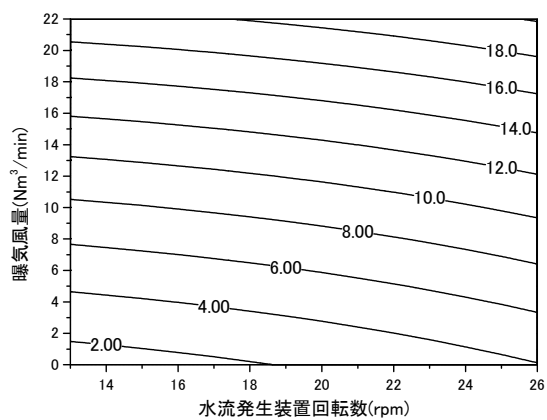
$$\text{酸素供給効率}(\text{kgO}_2/\text{kwh}) = \frac{\text{SOTR}}{P} \quad (5-20)$$

(4) 消費電力のケーススタディ

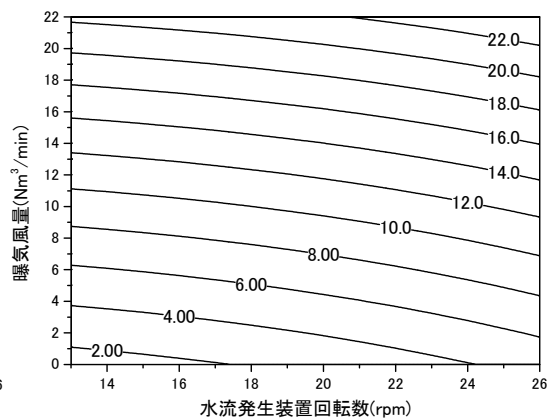
①消費電力の試算

二点 DO 制御では二点の DO を一定に保つために曝気量と水路流速（水流発生装置回転数）を制御する．そこで，上記の検討結果を用いて，水深，曝気量および水流発生装置回転数を変化させた場合の消費電力の試算結果である特性曲線図を，水深別に図 5-10 に示す．なお，水深 3 m 以上は実験データ範囲外の外挿推定値である．

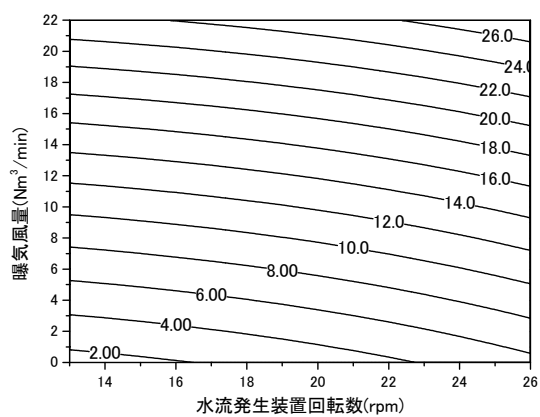
図 5-10 は右下がりの曲線となり，曝気風量及び水流回転数の増加によって，消費電力が増加することが示されている．また，水深が増加した場合も，送風機吐出圧力および攪拌動力の増加に伴い，消費電力は増加した．



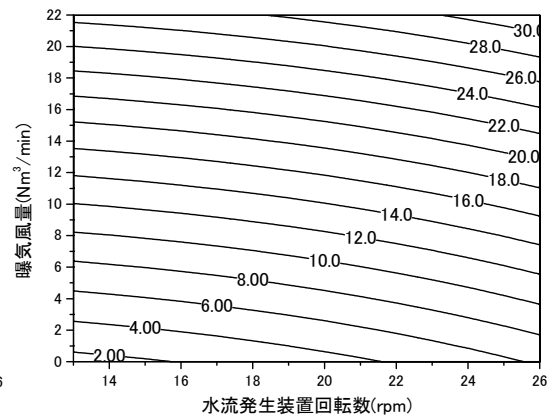
(a)水深 1.5m



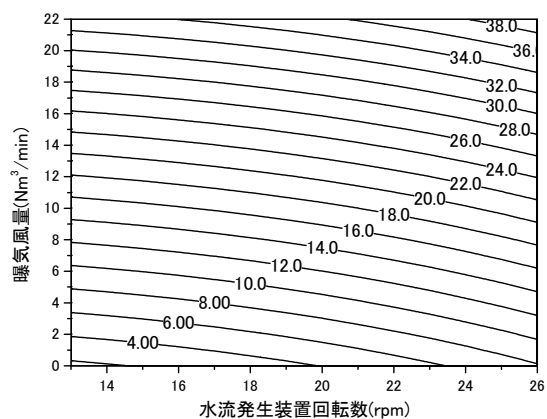
(b)水深 2.0m



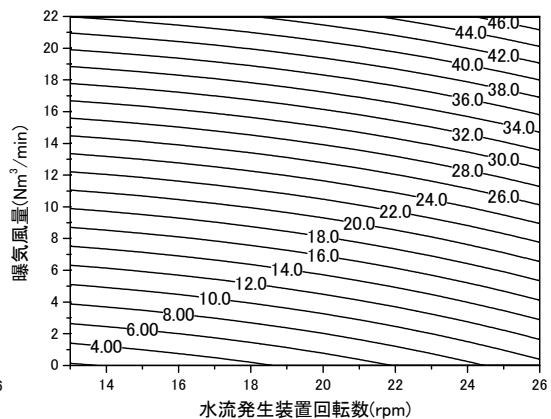
(c)水深 2.5m



(d)水深 3.0m



(e)水深 4.0m



(f)水深 5.0m

図 5-10 消費電力の特性曲線図 単位：kW

②二点 DO 制御の運転条件

通日試験の 1 時間平均データを用いて、図 5-11 の x 軸に曝気風量を y 軸に水流回転数をそれぞれプロットした。図からわかるように、プロットは右肩上がりの傾向を示しており、低負荷時間帯には曝気風量および水流回転数が低下し、高負荷時間帯にはそれぞれ増加する傾向が見られた。

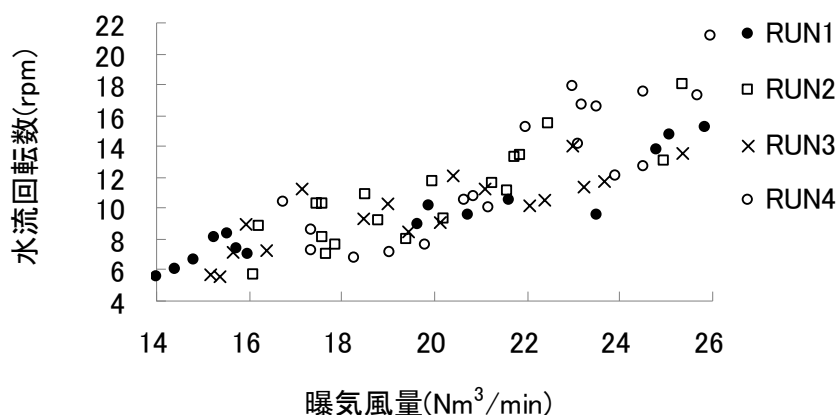


図 5-11 通日試験における空気流量と水流回転数

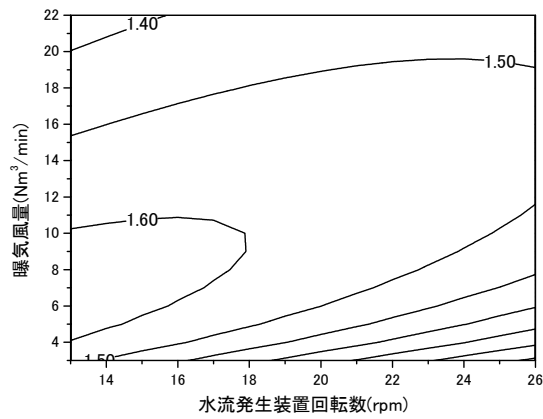
③酸素供給効率の試算

曝気風量および水流発生装置回転数を変化させた場合の、酸素供給効率の試算結果である特性曲線図を図 5-12 に示す。酸素供給効率は、運転条件によらず全般にフラットな特性を示したが、右下の領域のみ等高線間隔が密で、急激な効率低下が見られた。これは曝気風量が低下し酸素供給量が減少するにもかかわらず、攪拌動力は一定であるため、相対的に攪拌動力の割合が高くなり全体としての酸素供給効率が低下するためである。

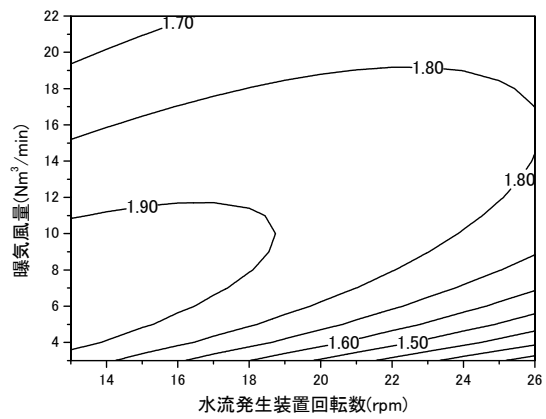
しかし、前述のように、この右下の領域は実際の二点 DO 制御の運転条件では使用しない領域であり、実用上の問題はないものと考えられる。

また、図 5-12 において最も効率のよい直線（等高線の尾根に該当する）は図の左下から右上に向かって伸びており、これは図 5-11 に示した二点 DO 制御の運転データの傾向と一致する。

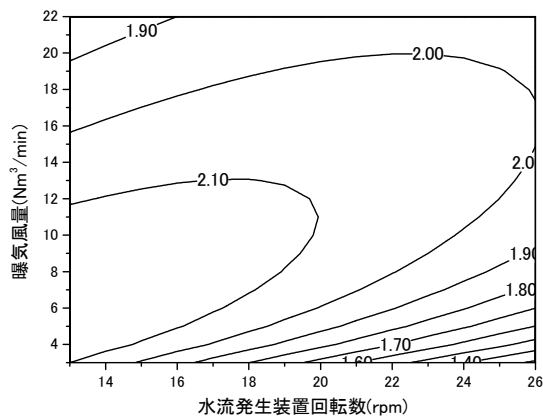
すなわち、二点 DO 制御により曝気量と水流回転数を変化させても、広範囲にわたって高い酸素供給効率で運転可能なことが示された。



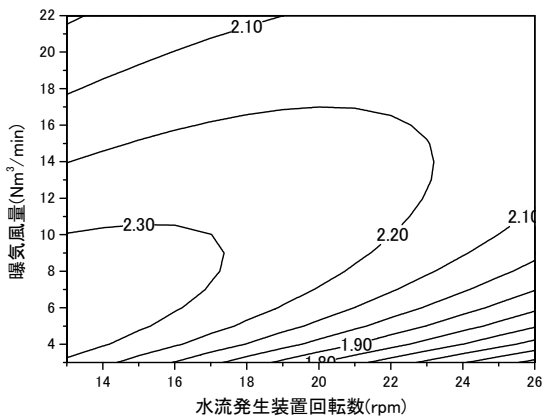
(a)水深 1.5m



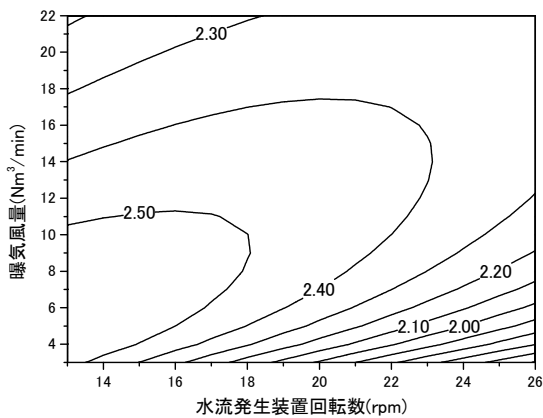
(b)水深 2.0m



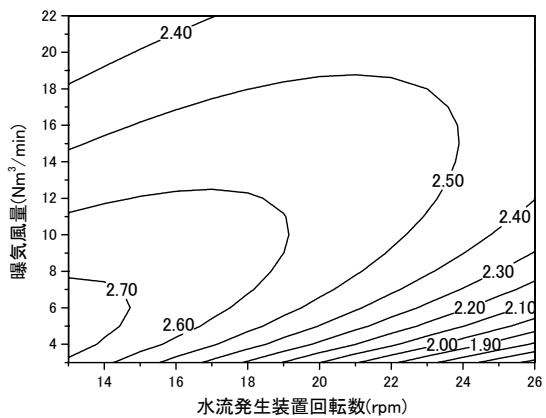
(c)水深 2.5m



(d)水深 3.0m



(e)水深 4.0m



(f)水深 5.0m

図 5-12 酸素供給効率の特性曲線図 ※単位 : kgO_2/kwh

第 3 節 制御因子の検討

5-3-1 流入負荷変動と OUR 変動

実下水処理場では，流入負荷変動に応じて OD 槽内の酸素消費速度(OUR)が変動し，系内の DO 勾配や好気・無酸素ゾーン比に影響を与えるため，流入負荷変動が OUR の時間変動に与える影響について検討する必要がある．また，曝気装置の酸素供給能力を決定する上でも OUR の変動比（最大/平均）は重要な設計因子のひとつである．

(1)通日試験における全流入被酸化物負荷の検討

図 5-13 に通日試験における全被酸化物負荷の時間変動を平均値を 1 とした相対値で示す．ここで全被酸化物負荷は式(5-21)により計算した．流入水量は 1 時間平均値を用い，流入水質は 2 時間おきのデータを直線補間して計算した．全被酸化物負荷は朝 8 時前後と夜 20 時前後にほぼ同じ高さのピークが見られた．最大ピークの値が日間変動比率に相当し，その値は 1.91～2.15 の範囲内であった．

全被酸化物負荷(gO_2/hr)

= 流入 BOD 負荷 + $4.57 \times$ 流入 TKN 負荷

(5-21)

= 流入水量 \times { 流入 BOD + 流入 TKN $\times 4.57$ }

ここで TKN：全ケルダール性窒素(mg/L)

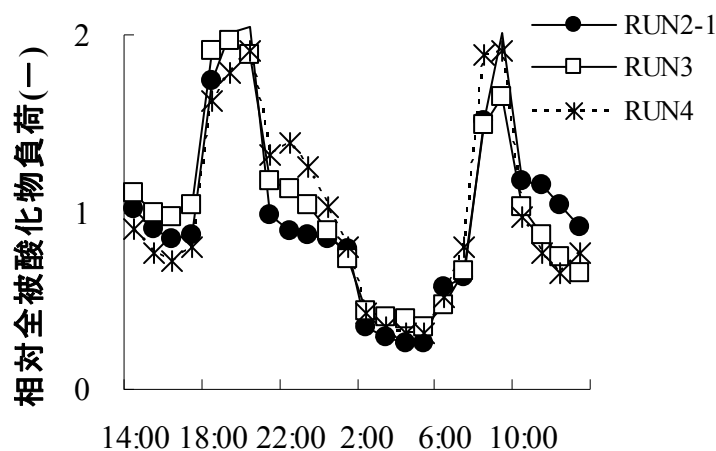


図 5-13 相対全被酸化物負荷の経時変化

(2) 通日試験における OUR の時間変動

3 回の通日試験データから OUR の経時変化を計算した．OUR は第 6 槽と第 8 槽の DO データおよび第 6 槽から第 8 槽への平均循環時間から式(5-22)を用いて計算したもので，第 7 の OUR と第 8 槽の OUR の平均値を表す．表 5-4 に示した各 RUN の 24 時間平均 OUR を 1 とした場合の相対 OUR を計算し，図 5-14 に示した．

$$r_{7-8}(\text{mg/L/hr}) = \frac{r_7 + r_8}{2} \quad (5-22)$$

$$= \frac{1}{2} \left(\frac{C_6 - C_7}{T_R/N} + \frac{C_7 - C_8}{T_R/N} \right) = \frac{C_6 - C_8}{2 T_R/N}$$

ここで r_{7-8} : 第 7 槽の OUR と第 8 槽の OUR の平均値(mg/L/hr)

r_i : 第 i 槽平均 OUR(mg/L/hr)

C_i : 第 i 槽 DO(mg/L)

T_R : 循環時間 (hr)

N : 槽数(=8)

図 5-14 より OUR の時間変動パターンは図 5-13 に示される全被酸化物負荷のピーク形状と比べてなだらかであった。また、日間変動比率も約 1.4 で全被酸化物負荷の変動比率の約 2 と比べて小さかった。

表 5-4 通日試験における 24 時間平均 OUR

RUN	RUN2-1	RUN3	RUN4
24h 平均 OUR mg/1/h	15.8	16.2	13.4

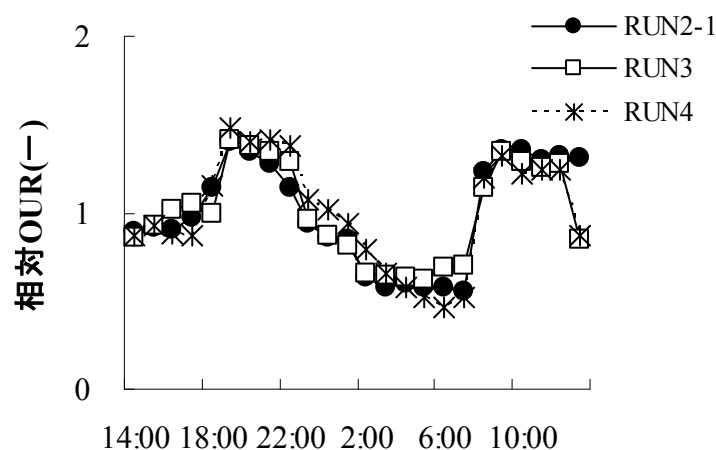


図 5-14 相対 OUR の経時変化

Ekama ら⁵⁾は標準活性法における全被酸化物負荷と OUR の時間変動比の関係について式 (5-23)を提示している。

OUR 変動比

$$= 1 + 0.5 \times (\text{全被酸化物負荷変動比} - 1)$$

(5-23)

式(5-23)を実験結果に当てはめると、全被酸化物負荷変動比 2 に対する OUR 変動比は 1.5 で実験結果とはほぼ一致する。OUR の時間変動は反応槽での希釈効果、流入 COD 組成や分解速度、内生呼吸などの影響を受けると考えられる。

5-3-2 OUR と制御因子の関係

(1) OUR が必要循環時間に及ぼす影響

二点 DO 制御 OD 法において、変動する OUR に対し下流側の DO 値を一定に維持するためには、循環時間の制御範囲について検討する必要がある。そこで DO 収支モデルを用いた検討を行った。

図 5-15 に通日試験での測定値から得られた 1 時間毎の最大酸素消費速度 r_{\max} と循環時間 T_R をプロットした。ただし、第 7 槽の DO 計が故障していた RUN3 のデータは除いた。

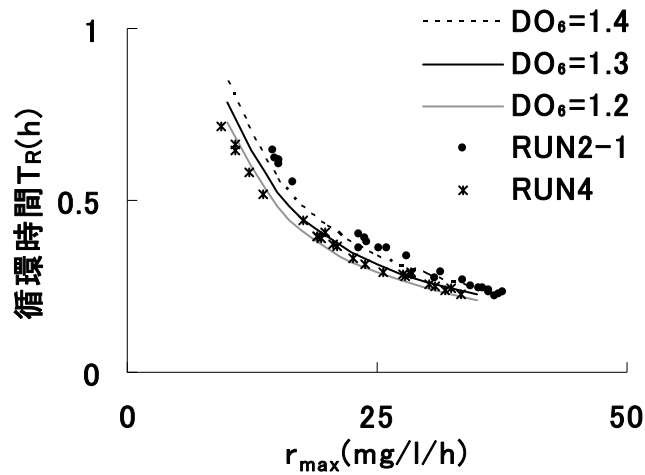


図 5-15 r_{\max} が T_R に及ぼす影響

一方、 r_{\max} の値を条件として与え、上下流 2 点の DO 値を設定すると、5-2-2 で示した DO 収支モデルを用いて循環時間 T_R を計算できる。その計算方法は以下のとおりである。式(5-5)を式(5-3)に代入し、第 i 槽の DO 値 C_i に関する二次方程式として解くと、式(5-24)が導かれる。

$$C_i = \frac{-b + \sqrt{b^2 + 4 \times K_O \times C_{i-1}}}{2} \quad (5-24)$$

ここで $b = r_{\max} \times T_R / N + K_O - C_{i-1}$ ，※二次方程式の解は $C_i > 0$ を満たすものを採用した。

式(5-24)は C_i の漸化式となるため、起点となる槽の DO 値が 1 箇所定まれば、その上下流側の DO 値を逐次計算できる。

通日試験の実験データ、 C_6 = 平均 1.3mg/L(標準偏差 0.1mg/L)， C_8 = 平均 0.14(標準偏差 0.02mg/L)を基に、 $C_6 = 1.3 \pm 0.1$ mg/L， $C_8 = 0.14$ mg/L に設定した場合の循環時間 T_R の計算値を図 5-15 に合わせて示す。

以上の検討により、酸素消費速度の大きさを示す指標 r_{\max} と制御因子である循環時間 T_R の関係をモデル化するとともに、実験データによる確認を行うことができた。両者は逆相

関の関係にあり，DO 設定値によりその相関曲線が変化することがわかった．また r_{\max} が低下すると急激に循環時間が増加することがわかった．

(2) OUR が必要酸素供給能力に及ぼす影響

同様に，変動する OUR に対して一定の上流側 DO を維持するためには酸素供給能力の制御範囲を検討する必要がある．

図 5-16 に通日試験における 1 時間毎の最大酸素消費速度 r_{\max} と K_La をプロットした．ただし，第 7 槽の DO 計が故障して r_{\max} が求められなかった RUN3 のデータは除いた． K_La は曝気槽と同一の水槽および曝気装置で清水中での非定常法⁶⁾を行って求めた実験式 2-4 (以下に再掲) を用いて計算した．

$$K_La(1/hr) = 0.952 \times G_s^{0.864} \div V \times 1.02^{T-20} \quad (5-25)$$

ここで K_La : 総括酸素移動容量係数(1/hr)

G_s : 曝気量(m^3/hr)

V : 曝気槽容積($=0.0375m^3$)

T : 水温($^{\circ}C$)

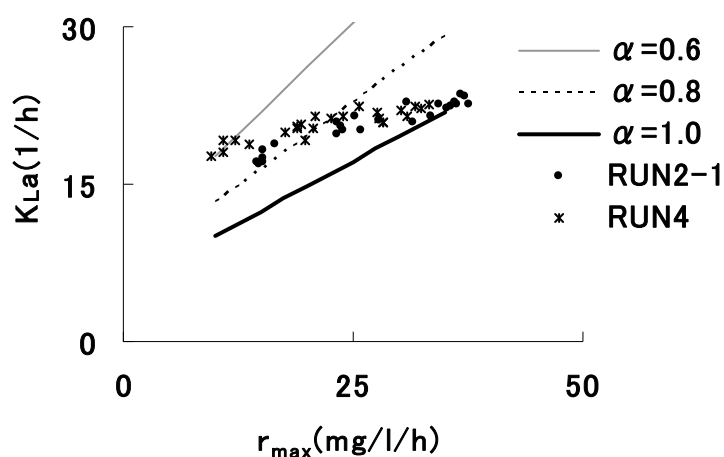


図 5-16 r_{\max} が K_La に及ぼす影響

同じく図 5-16 に $C_6=1.43mg/L$ ， $C_8=0.14mg/L$ とした場合の r_{\max} に対する K_La の計算値を α 値ごとに 3 本の直線で示した．ここで K_La の計算値は以下の手順で算出した．

①第 6 槽を起点として，式(5-24)を用いて下流側に向かって計算した第 8 槽 DO 値が，設定値 $0.14mg/L$ と一致するように繰り返し計算を行い， T_R を決定する．

②①で求めた T_R を式(5-3)に代入し第 5 槽 DO 値を求める．

③式(5-5)を式(5-2)に代入しに代入し αK_La について整理した式(5-26)を用いて αK_La を求める．

$$\alpha K_L a = \frac{C_s / (T_R / N) + r_{\max} \frac{C_s}{K_O + C_s}}{\beta C_s - C_s} \quad (5-26)$$

④③で求めた $\alpha K_L a$ を α で割って $K_L a$ を計算する。

ここで、 α は $K_L a$ の汚水/清水換算係数で、曝気方式、水質、攪拌強度、MLSS 濃度などの影響を受けて変化することが報告⁷⁾されており、散気式エアレーションの場合 0.3～0.9⁸⁾ の値が報告されている。

図 5-16 より r_{\max} と $K_L a$ は正の相関が見られた。実験データのプロットは計算曲線とは異なる傾きを示したが、 $\alpha=0.6\sim1.0$ の計算値の範囲に入った。

EPA(1989)⁹⁾によると 8 か所の実下水処理場における α 値の 24 時間変動について調査し、最大/平均の値が 1.08～1.47 であったと報告されている。 r_{\max} と α には正の相関が見られたが、これは曝気量制御による曝気部攪拌強度の変化などの影響が考えられ、今後の検討課題である。

5-3-3 ゾーン運転の適用範囲と水路長

本法では上下流二点の DO 値を制御するが、下流側の DO 値は無酸素ゾーン確保のために低く保つ必要があり大きく変化させられない。一方、上流側の DO 設定値は硝化反応を維持し曝気能力の範囲内で変更が容易である。

一方、実 OD 施設の流速は最低 0.1m/s、平均 0.25m/s 程度¹⁰⁾とされているため、水路長の条件によって循環時間の制御範囲に制約が生じる。その場合、循環流速に加えて上流側 DO 設定値を変化させることでより広い範囲の条件において好気・無酸素ゾーンの制御が可能となる。

図 5-17 に示すような OD 水路内の DO 勾配を想定し、DO 収支モデルを用いて上流側 DO 設定値と OUR の関係について検討を行う。上流側設定値 DO_{up} 、下流側設定値 DO_{down} とすると、所与の r_{\max} に対して DO_{up} および DO_{down} を設定値に維持するための、 $\alpha K_L a$ および循環時間 T_R が計算される。

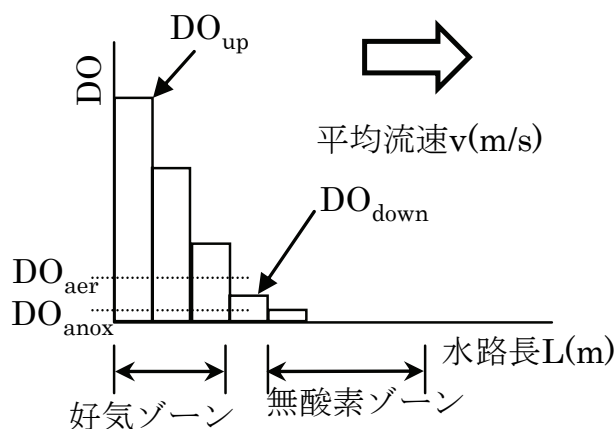


図 5-17 OD 水路内 DO 勾配

次に、実施設における流速制御範囲を 0.1～0.3m/s と想定し、中間値の 0.2m/s に設定した。最大酸素消費速度 r_{\max} を変化させた場合の必要水路長 L を式(5-27)より計算した。

$$L = v \times T_R \times 3600 \quad (5-27)$$

ここで L : 水路長(m)

v : 平均流速(m/s)

DO_{up} を 1.0～3.5mg/L に変化させ、 DO_{down} を 0.2mg/L に固定した場合の計算結果を図 5-18 に示す。なお、 DO_{down} を 0.2mg/L とした場合に、5 槽目の DO が 0.1mg/L 以下となり無酸素ゾーン比 0.5 が確保できることは実験データから確認している。

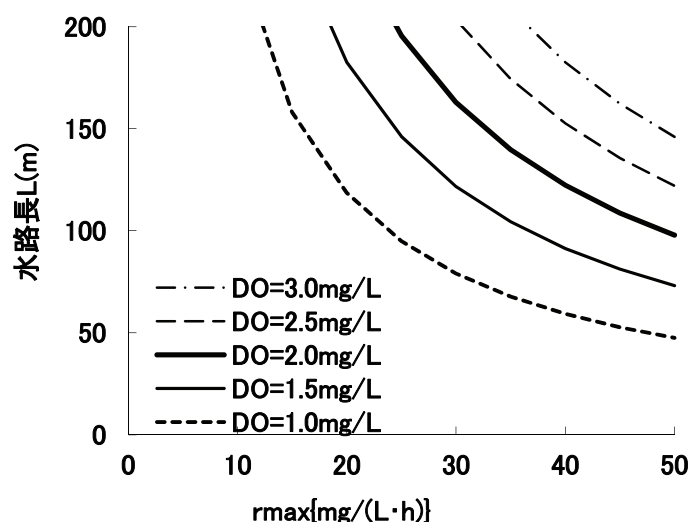


図 5-18 r_{\max} と水路長の試算結果

本図より設計 OUR および DO 設定値から、二点 DO 制御法でゾーン運転を行うための水路長の適用範囲が求められる。例えば、 r_{\max} が 20mg/L/hr 程度の場合、水路長が最低 120m 程度必要なことがわかる。 $r_{\max}=20\{\text{mg}/(\text{L}\cdot\text{hr})\}$ は $K_0=0.2\text{mg}/\text{L}$ 、 $DO=1.0\text{mg}/\text{L}$ における $OUR=16.7\{\text{mg}/(\text{L}\cdot\text{hr})\}$ に相当し、表 5-4 に示した通日試験の各平均 OUR と同程度である。また、藤原ら¹¹⁾は本法における OUR が流入 BOD 容積負荷と正の相関があることを示している。水路長が適正範囲より短い場合や OUR が低い場合は、DO が下がりきらず無酸素ゾーンが形成できないため、ゾーン運転の適用は難しいと考えられる。一方、水路長が適正範囲より長い場合や OUR が高い場合には十分な好気ゾーンが確保できない恐れがあるが、この場合は散気装置を複数個所に設置し複数の好気無酸素ゾーンを設けることで対応できると考えられる。実際の施設では水路長は固定されているが、流速の制御範囲に制約のある実施設においても、上流側 DO 設定値の変更を組み合わせることで幅広い OUR の変動に適応できる可能性が示唆された。

5-3-4 DO 制御方法が DO 勾配に及ぼす影響

(1) DO 制御方法のケーススタディと解法

曝気量一定制御，上流側の DO を曝気量で制御する一点 DO 制御，および上下流 2 箇所の DO 値を制御する二点 DO 制御の 3 ケースにおける好気・無酸素ゾーン比の時間変動について，上記のモデルを用いて検討した．

r_{\max} を与条件とし，定常状態での各槽の DO 収支から式(5-2) (曝気槽) および式(5-3) (非曝気槽) を用いた連立 N 元方程式 (βC_s は定数とする) を立てると， $N+2$ 個の変数 ($C_1 \sim C_N$ ， $\alpha K_L a$ および T_R) 中 2 個の変数の値を定めると残り N 個の変数値が計算可能となる．曝気量一定制御の場合は， $\alpha K_L a$ および T_R が固定され，任意の r_{\max} に対して式(5-2)より曝気部の C_5 を計算し，式(5-3)より下流側に向かって DO が逐次計算できる．

一点 DO 制御の場合は， C_6 および T_R が固定され，任意の r_{\max} に対して式(5-2)，式(5-3) および式(5-5)を用いて上下流側の DO が計算できる．二点 DO 制御の場合は C_6 ， C_8 が固定されるように， $\alpha K_L a$ および T_R を繰り返し計算で求めることができる．

(2) DO 制御方法が好気・無酸素ゾーン比および好気ゾーン末端 DO に及ぼす影響

N 浄化センターの RUN2-1 の通日試験結果から，表 5-5 に示す条件を設定し計算を行った．なお，計算の入力条件として図 5-19 中に実線で示す r_{\max} の経時変化を用いた．

表 5-5 DO 勾配計算条件

項目	単位	曝気 量一定	一点 DO 制御	二点 DO 制御
βC_s	mg/l	10	10	10
K_0	mg/l	0.2	0.2	0.2
$\alpha K_L a$	1/h	7.7	可変	可変
T_R	h	0.25	0.25	可変
C_6	mg/l	変化	1.43	1.43
C_8	mg/l	変化	変化	0.13

図 5-19 に表 5-5 中で「可変」とした 3 つのパラメーターの経時変化の計算結果を， r_{\max} の経時変化と合わせて示す．ここで，一点 DO 制御の場合の $\alpha K_L a$ の経時変化を点線で，二点 DO 制御の場合の $\alpha K_L a$ の経時変化を太線で，また T_R の時間変化を×印で示した．

$\alpha K_L a$ はいずれの DO 制御を行なった場合も， r_{\max} の変化に追従して変化した．二点 DO 制御の場合は， T_R も r_{\max} の変化に追従して変化することが示された．

図 5-20 に好気ゾーン末端(第 8 槽)の DO 計算値および二点 DO 制御による実験データを示す．ここで，DO 計算値は，曝気量一定制御の場合を実線で，一点 DO 制御の場合を点線で，また二点 DO 制御の場合を太線で示した．また，実験データは×印でプロットし

た. 曝気量一定制御および一点 DO 制御の場合, 流入負荷の変動により C_8 は大きく変動した. しかし, 二点 DO 制御の場合は計算値および実験値共に一定に維持することができた. これは流入負荷の変動に伴う OUR の変化に追従して, 図 5-19 に示すように曝気量および循環流量が自動制御されたことによる効果である.

このように, 好気ゾーン末端の DO 値を一定に保つ上での二点 DO 制御法の優位性が実験データおよびモデル計算結果より示された.

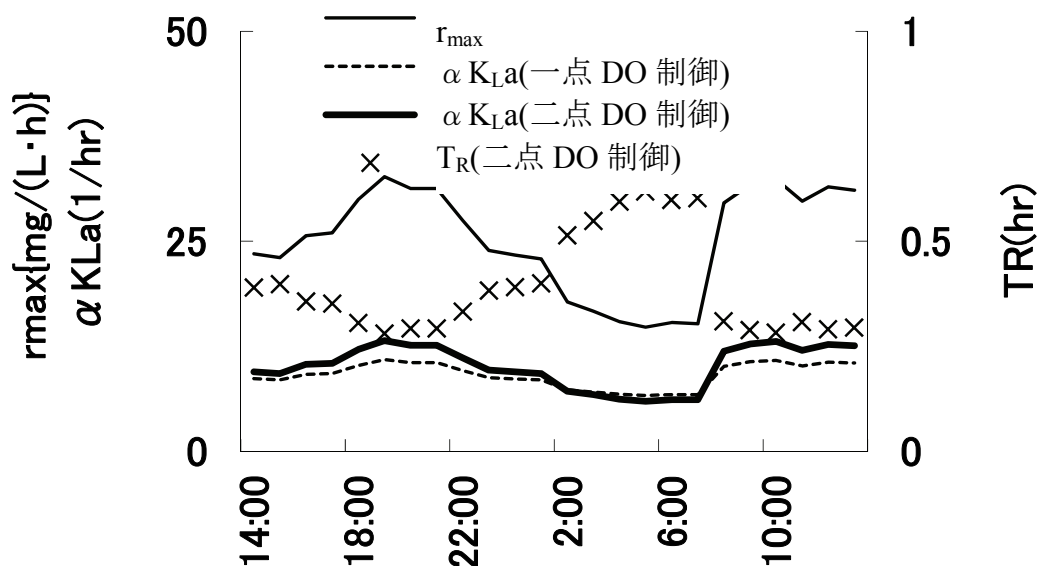


図 5-19 r_{\max} , αK_{La} および T_R の経時変化

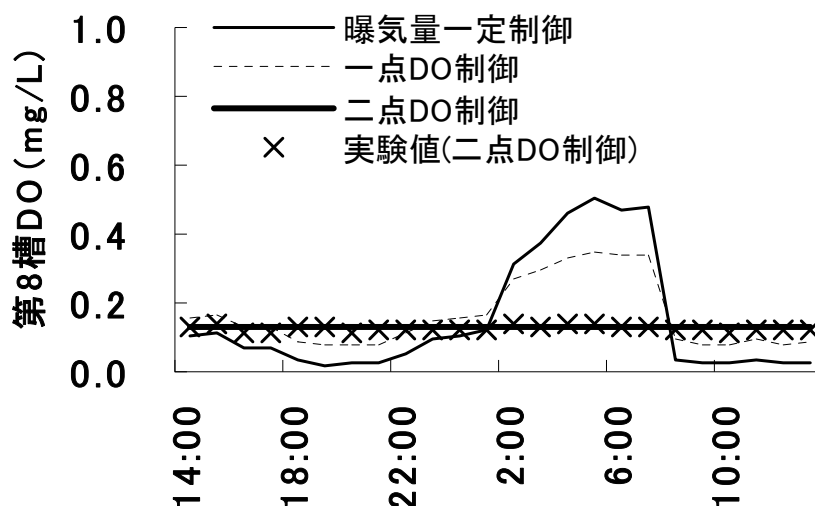


図 5-20 好気ゾーン末端(第 8 槽) DO の経時変化

図 5-21 に無酸素ゾーン比の時間変動の試算結果を，二点 DO 制御の実験データと合わせて示す．ここで，無酸素ゾーンの比率は，曝気量一定制御の場合を実線で，一点 DO 制御の場合を点線で，また二点 DO 制御の場合を太線で示した．また，実験データは×印でプロットした．

曝気量一定制御および一点 DO 制御では負荷の変動により無酸素ゾーン比が変動したが，二点 DO 制御では無酸素ゾーン比が 0.5 に安定して維持された．

以上の検討結果から，OD 水路内の DO 勾配および好気ゾーンと無酸素ゾーンの比率を一定に保つ上で，二点 DO 制御の優位性が示された．これにより，流入負荷変動に対しても，最適な硝化反応と脱窒反応の比率を維持可能と考えられ，処理水中の窒素濃度の低減および安定した除去に寄与するものと考えられる．

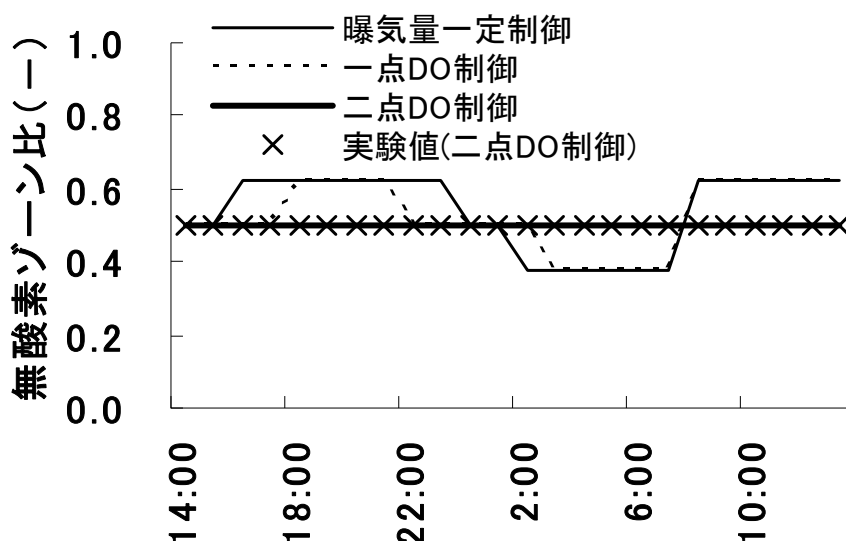


図 5-21 無酸素ゾーン比の経時変化

5-3-5 活性汚泥モデルを用いた制御因子の検討

(1) 流入水質分画

①COD 成分の分画手順

COD 分画は WERF 法¹²⁾と呼ばれる物理的な手法によった．また流入 COD のうち， X_I および X_S の分画については流入水質のみから定量的に計算することが困難であること，および固形物発生量の予測に大きな影響を与えるため，パラメーター調整の範囲に含むものとし，2-3-2 で述べた方法で決定した．図 5-22 に T 浄化センターにおける流入水分画の計算値を丸印でプロットすると共に，文献値の平均および標準偏差をエラーバーで示した．分画の結果はおおむね文献値と同じ傾向を示した．

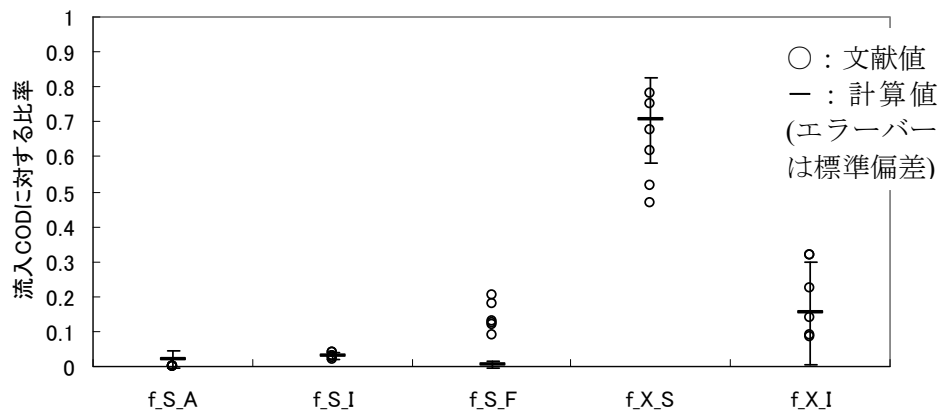


図 5-22 流入水分画および文献値との比較（生下水 N=10，活性汚泥モデルの実務利用の技術評価に関する報告書，日本下水道事業団，2006.3）

②窒素成分の分画

ASM2 dにおいて有機窒素成分はモデル上で独立の成分としては定義されず，各 COD 成分に対する比率で表される．従って，モデル上での TN は下式より計算される．

$$\begin{aligned} \text{TN} = & \text{S_NH} + \text{S_NO} + (\text{X_H} + \text{X_AUT} + \text{X_PAO}) \cdot i_{\text{N_BM}} + \text{X_I} \cdot i_{\text{N_XI}} + \text{X_S} \cdot i_{\text{N_XS}} \\ & + \text{S_I} \cdot i_{\text{N_SI}} + \text{S_F} \cdot i_{\text{N_SF}} \end{aligned} \quad (5-28)$$

ここで S_NH：アンモニア性窒素濃度(mgN/L)

S_NO：硝酸性窒素濃度(mgN/L)

X_H：従属栄養性細菌濃度(mgCOD/L)

X_AUT：硝化細菌濃度(mgCOD/L)

X_PAO：リン蓄積細菌濃度(mgCOD/L)

X_I：固形性生物難分解性 COD(mgCOD/L)

X_S：遅分解性 COD(mgCOD/L)

S_I：溶解性生物難分解性 COD(mgCOD/L)

S_F：易分解性 COD(mgCOD/L)

i_N_BM：細菌窒素含有比率(mgN/mgCOD)

i_N_XI：X_I の窒素含有比率(mgN/mgCOD)

i_N_XS：X_S の窒素含有比率(mgN/mgCOD)

i_N_SI：S_I の窒素含有比率(mgN/mgCOD)

i_N_SF：S_F の窒素含有比率(mgN/mgCOD)

T 浄化センターの各 RUN における T-N 実測値と，式(5-27)による計算値とが一致するように，窒素含有比率のパラメーターを調整した結果を表 5-6 に示す．流入 COD の大部分が遅分解性 COD(X_S)および固形性生物難分解性 COD(X_I)であることから，調整対象は

X_I の窒素含有比率 (i_N_XI) と X_S の窒素含有比率 (i_N_XS) とし、最小二乗法により実測値との残差平方和が最小となるようパラメーターを求めた。調整前後の T-N 計算値と実測値を図 5-23 に示す。計算値と実測値はよく一致したと判断される。

表 5-6 窒素含有率パラメーター

	初期値	変更値
i_N_BM	0.07	0.07
i_N_SF	0.03	0.03
i_N_SI	0.01	0.01
i_N_XI	0.03	0.06
i_N_XS	0.04	0.03

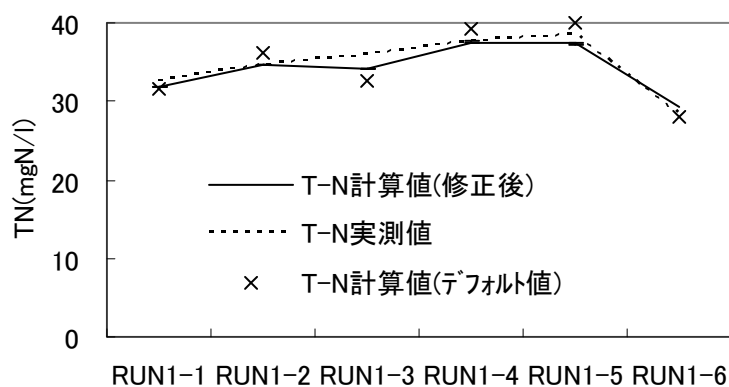


図 5-23 T-N 計算値と実測値

(2) DO 勾配の確認

ケーススタディに先立って、OD 水路内の DO 勾配について実測値と計算値が一致していることを図 5-24 より確認した。曝気風量制御により好気第 2 槽 (DO6) を 1.0mg/L に、循環量制御により好気第 4 槽 (DO8) を 0.2mg/L に、それぞれ独立に制御している状況が再現されていることを確認した。

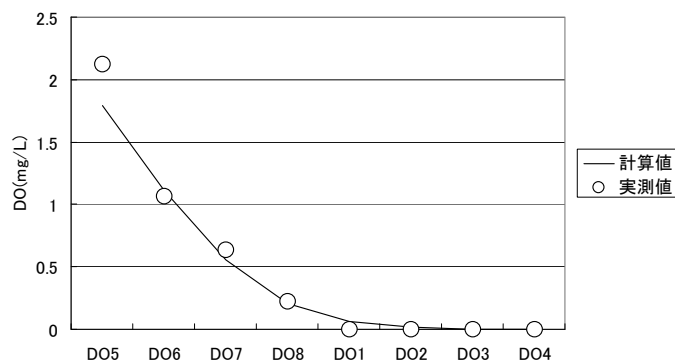


図 5-24 DO 勾配の実測値および計算値

(3) 窒素除去に関するパラメーターの調整

次に硝化反応に係わるパラメーターの調整を行う。対象パラメーターは表 5-7 に示すとおりである。

表 5-7 窒素除去に関するパラメーター

調整対象	デフォルト値	概要
μ AUT	1.0	最大比増殖速度
KNH ₄ , AUT	1.0	NH ₄ -N に関する XAUT の半飽和係数
KO, AUT	0.5	DO に関する XAUT の半飽和係数

調整に当たっては、いずれか一つのパラメーターを変更し実測値との一致度を確認した。パラメーターの変更パターンを表 5-8 に示す。また、図 5-25 に各ケースにおける第 8 槽アンモニア性窒素濃度の実測値と計算値を示す。硝化細菌のアンモニアに関する半飽和係数 (K_NH₄_AUT) を調整したケース③と④がよい相関を示し、最も再現性の高かったケース③を採用することとした。

表 5-8 パラメーターの変更パターン

	μ AUT	KNH ₄ , AUT	KO, AUT	評価
①デフォルト値	1.0	1.0	0.5	△
②	1.0	1.0	0.2	△
③	1.0	0.5	0.5	◎
④	1.0	0.3	0.5	○
⑤	1.5	1.0	0.5	×

※網掛け部がデフォルト値からの変更点

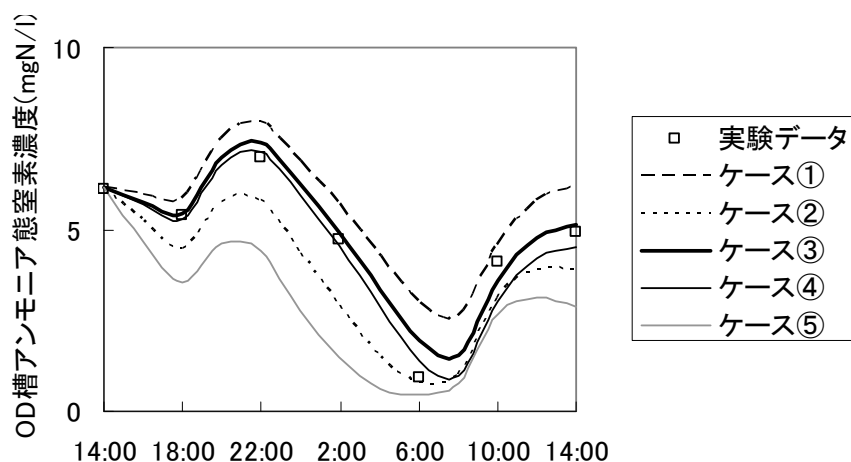


図 5-25 OD 槽アンモニア性窒素濃度の実測値と計算値

(4) 検討結果

①流入負荷条件が DO 勾配および窒素除去特性に及ぼす影響

高負荷二点 DO 制御 OD 法のコンセプトは硝化に必要な SRT を確保しうる範囲で、従来法より高い、最短 HRT12hr 程度の流入負荷条件を設定することで、系内の酸素消費速度を高め好気・無酸素ゾーンを現出しやすくしている。一方、一般的な従来 OD 法では HRT24~48hr と非常に低い負荷条件で運転されており、流入負荷条件によっては好気・無酸素ゾーンを現出できない場合がある。

そこで、流入負荷条件が系内の DO 勾配に与える影響を検証するため、表 5-2 および表 5-3 に示される計算条件で、流入水量の増減により水理的滞留時間 HRT を 12hr~48hr に変化させた場合の DO 勾配の計算を行った。なお、第 6 槽の DO は 1.0mg/L、また循環流速は 0.3m/s でそれぞれ固定して計算を行った。

図 5-26 に DO 勾配の結果を示す。本図より、流入水量が少なく HRT が長い条件では、DO 勾配の傾きが緩くなり、結果的に無酸素ゾーンが消失することがわかる。本計算に用いた水路長 150m、水路流速 0.3m/s および循環時間 8.3 分の条件では、無酸素ゾーン(DO が 0.1mg/L 以下の容積比率)は HRT=36hr および 48hr では現出せず、HRT=24hr の条件でもその比率は 0.25 と小さかった。

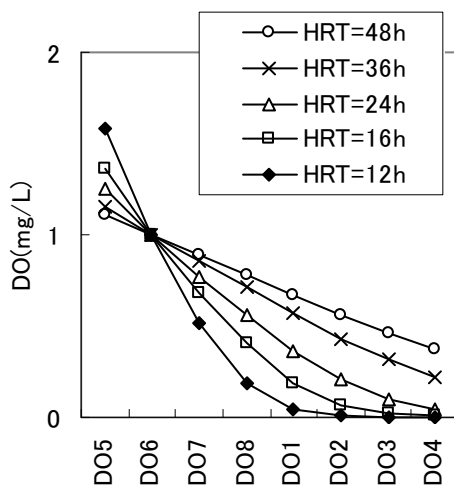


図 5-26 HRT と DO 勾配

図 5-27 には、好気槽末端の DO および処理水中の窒素濃度の計算値を示す。流入水量が短く HRT の長い低負荷条件では、前述のように無酸素ゾーンが消失あるいは減退した結果、脱窒反応速度が低下し、処理水中の硝酸性窒素濃度が増加した。一方、HRT=24hr より短い高負荷条件では酸素消費速度の増加により DO 勾配の傾きが大きくなり、無酸素ゾーンが現出することで処理水中の硝酸性窒素濃度は低下した。例えば、HRT=12hr のときの処理水無機態窒素濃度は約 4mg/L と良好で、好気槽末端 DO (DO8) は約 0.2mg/L であった。

本検討結果から、流入負荷条件は OD 槽内の DO 勾配および好気・無酸素ゾーンに影響を及ぼし、結果的に処理水窒素濃度も大きく変化することが示された。硝化菌の保持に必要な SRT を確保しうる範囲では、流入水量を増加させた高負荷運転を行い酸素消費速度を増加させることが、無酸素ゾーンの確保と脱窒反応の効率化に寄与する可能性が示された。

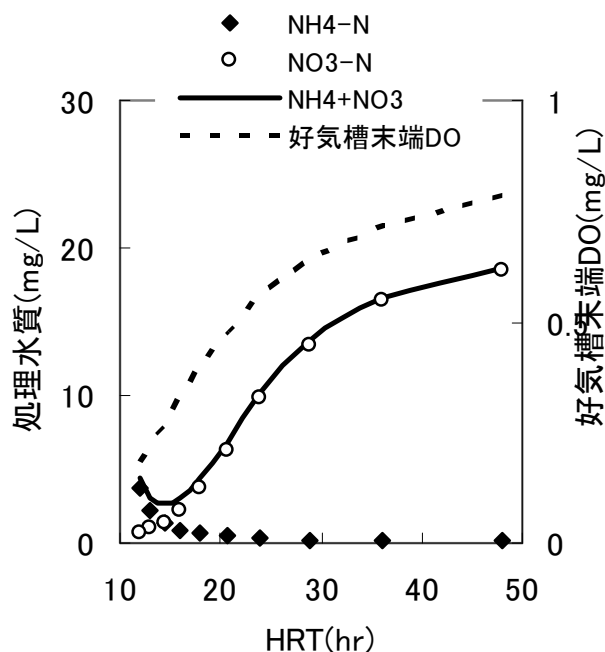


図 5-27 HRT と窒素除去特性

②循環流速が DO 勾配および窒素除去特性に及ぼす影響

二点 DO 制御 OD 法では、循環流速を制御することで系内の DO 勾配を一定に維持することができる。そこで、循環流速制御の効果を検証するため、表 5-2 および表 5-3 に示した計算条件で、内部循環流量を増減させて水路流速を 0.1~0.6m/s(循環時間 4.1~25 分に相当)に変化させた場合の、DO 勾配の計算を行った。なお、HRT は 12hr および第 6 槽の DO は 1.0mg/L にそれぞれ固定して計算を行った。また、設定 SRT は約 11 日とした。

図 5-28 に DO 勾配の計算結果を示す。槽内循環流速が大きく循環時間が短い条件では、DO の勾配が緩くなり全体的に好氣的雰囲気となり、無酸素ゾーンが十分形成されなかった。一方、循環流速が小さな条件では好気ゾーンが十分形成されなかった。

図 5-29 に好気槽末端の DO および処理水中の窒素濃度の計算値を示す。循環流速が大きい条件では、無酸素ゾーンが縮減し処理水中の硝酸性窒素濃度が増加した。一方、循環流速が小さい条件では、好気ゾーンが縮減し処理水中のアンモニア性窒素濃度が増加した。

窒素除去の最適条件を評価するための指標として、処理水中のアンモニア性窒素濃度と硝酸性窒素濃度の和 ($\text{NH}_4\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$) を用いた場合、循環流速 0.35m/s のときに最小のピークを示し、その際の好気槽末端 DO (No8 槽) は約 0.3mg/L であった。

図 5-26 および図 5-27 の計算結果から、設計条件である流入水量あるいは HRT が変化

した場合、OD 水路内の DO 勾配が変化し、処理水中の窒素濃度に影響を及ぼすことが示された。硝化細菌を保持しうる SRT を確保できる条件において、設計流入負荷を高めることで無酸素ゾーンを現出させ、処理水中の窒素濃度を低減できることが示された。

一方、実施設においては、流入水量は 1 日の間でも時間変動し、結果的に DO 勾配および処理水中の窒素濃度に影響を与えと考えられる。

図 5-28 および図 5-29 の計算から、操作因子である循環流速を変化させることでも、DO 勾配および処理水中の窒素濃度に影響を及ぼしうることが示された。この結果から、循環流速を曝気量と独立に制御しうる二点 DO 制御法の優位性が確認された。

また、以上の検討結果から、処理水中の窒素濃度を最小化する最適な HRT や循環流速が存在することも示された。二点 DO 制御を行なうことで、このような最適点を自動制御により維持することが可能になると考えられる。

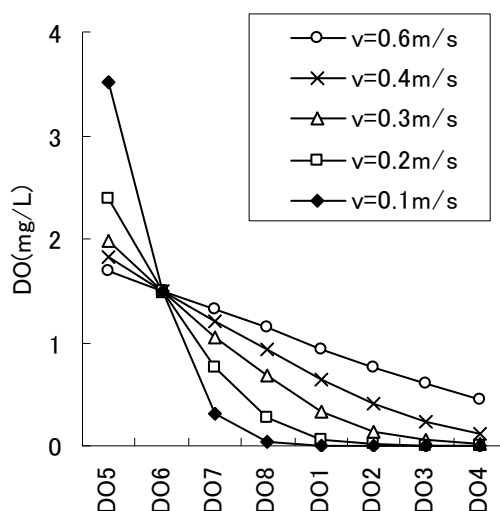


図 5-28 循環流速と DO 勾配

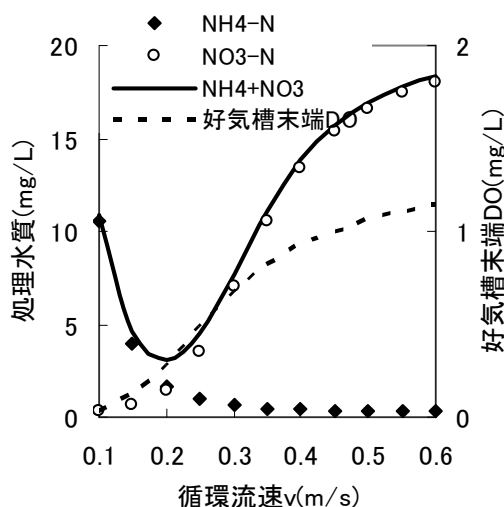


図 5-29 循環流速と窒素除去特性

第 4 節 設計手法の提示

5-4-1 設計手法

従来の標準的な OD 法の設計手法では、HRT を標準的に 24～48 時間と定めていた。また、ASRT と窒素除去を考慮する高度処理 OD 法においては、設計条件に応じて必要な HRT を計算するものの、必要 HRT が 24 時間以下になった場合でも 24 時間を最低 HRT と定めている。このような低負荷条件での運転は、流入負荷変動の大きな小規模下水処理場で安定した硝化反応を保持するためには効果的であるが、特に水路長の短い OD 水路においては無酸素ゾーンの現出と安定した脱窒反応の確保が課題であった。

一方、高負荷二点 DO 制御 OD 法では硝化反応に必要な SRT を確保しながら、設計条件に応じた最適な負荷条件を設定することで、系内の DO 勾配を一定に保ち好気・無酸素ゾーンを確保することで処理水質の向上と建設費・維持管理費低減の両立を図ることを目指している。

ここでは本論文で検討した内容をもとに、高負荷二点 DO 制御 OD 法を実施設に適用するための設計手法を体系的に整理し、提示する。

高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計フローを図 5-30 に示し、本節ではこれに従って記述する。

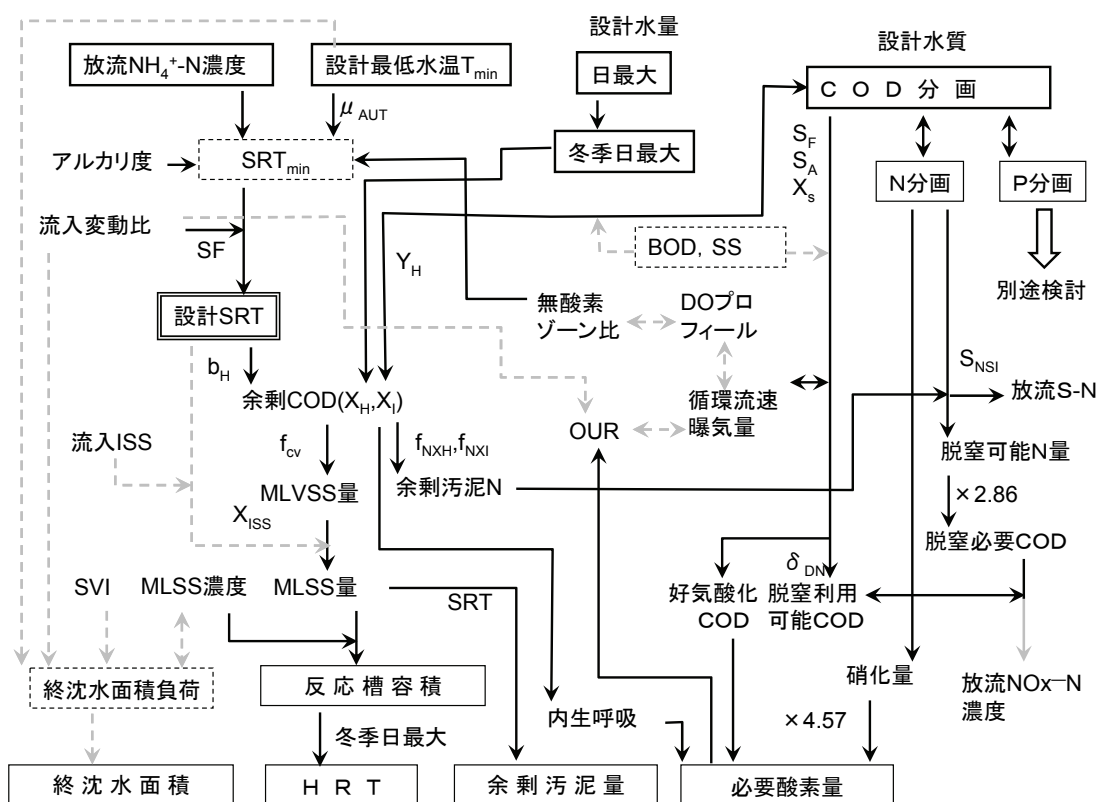


図 5-30 高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計フロー

設計フローで考慮すべきパラメーターには3種類ある。設計前に定めるべき入力条件、プロセス内部の設計・操作因子および設計の出力結果の3つのグループである。これらの分類は、処理場毎の計画条件によって異なるが、その一例を表 5-9 に示す。

表 5-9 高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計上の入出力条件の例

設計入力条件	設計・操作因子	設計出力結果
水路諸元(水路長, 深さ, 幅)	好気・無酸素ゾーン比	SRT
設計最低水温	OUR	HRT
日最大(冬季日最大) 水量	循環流速	終沈水面積
流入変動比	曝気量	余剰汚泥量
流入水質分画(COD, N, P)	MLSS	必要酸素量
流入アルカリ度		
放流アンモニア性窒素濃度		

①設計 SRT

第2章の検討結果から、設計最低水温から定まる必要 SRT に流入変動比を考慮した安全率を乗じて設計 SRT が定まる。本研究では従来法と異なり、空間的に DO 勾配を有する場合の好気ゾーン比を考慮し、式(5-29)に示す SRT の計算式を提示した。

$$\theta \geq \frac{SF}{f_{aer} \frac{S_{O,aer}}{S_{O,aer} + K_{O-A}} \left(\mu_{A,max} \frac{S_{NHL_4}}{K_{NH_4-A} + S_{NH_4}} \frac{S_{ALK}}{S_{alk} + K_{ALK-A}} - b_{A,max} \right)} \quad (5-29)$$

$$\text{ただし, } \mu_{A,max} = \mu_{A,20} \theta_{\mu A}^{T-20}, \quad b_{A,max} = b_{A,20} \theta_{bA}^{T-20}$$

ここで θ : 設計 SRT(d)

SF : 安全係数

f_{aer} : 好気ゾーン比 (DO が 0.5mg/L 以上の比率)

$S_{O,aer}$: 好気ゾーンの平均 DO(mg/L)

K_{O-A} : 硝化細菌の DO に関する半飽和係数(mg/L)

$\mu_{A,max}$: 硝化細菌最大比増殖速度(1/d, $^{\circ}\text{C}$)

S_{NH_4} : OD 槽アンモニア性窒素濃度(mgN/L)

K_{NH_4-A} : 硝化細菌の DO に関する半飽和係数(mg/L)

S_{alk} : OD 槽アルカリ度(molCaCO₃/m³)

K_{ALK-A} : 硝化細菌のアルカリ度に関する半飽和係数(molCaCO₃/m³)

$b_{A,max}$: 硝化細菌の比死滅速度(1/d, $^{\circ}\text{C}$)

T : 水温($^{\circ}\text{C}$)

図 2-32 に式(5-29)の計算曲線および実験データを示す。計算曲線は実験データは、T 浄化センターおよび N 浄化センターの RUN 別平均値を、処理水中のアンモニア性窒素濃度別にプロットした。ここで、処理水アンモニア性窒素濃度が 1mgN/L 以下を○印、1mg/L より大きく 2mg/L 以下の場合を△印、また 2mg/L より大きい場合を×印でプロットした。

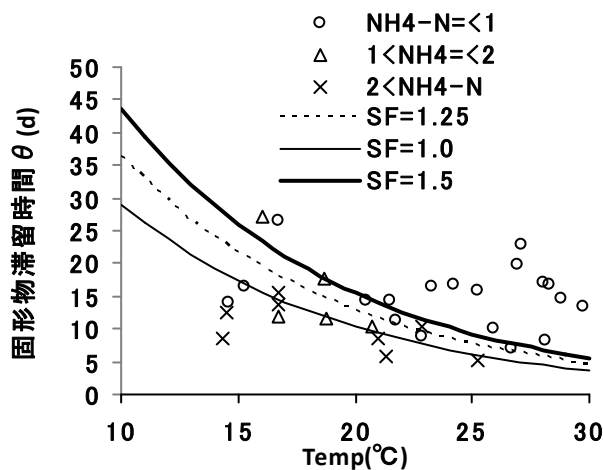


図 5-31 水温と必要 SRT

表 5-10 設計 SRT の計算条件

項目	値	単位	備考
S_{NH4}	1.0	mgN/L	OD 槽アンモニア性窒素濃度
S_{ALK}	1.5	mmol/L	OD 槽アルカリ度
S_{O_aer}	1.4	mgO ₂ /L	好気ゾーン平均 DO 濃度
K_{NH4_A}	0.5	mgN/L	硝化細菌の DO に関する半飽和係数
K_{ALK_A}	0.5	mmol/L	硝化細菌のアルカリ度に関する半飽和係数
K_{O_A}	0.5	mgO ₂ /L	硝化細菌の DO に関する半飽和係数
$faer$	0.375	—	好気ゾーン (DO が 0.5mg/L)以上の比率
μ_{A_20}	1.00	1/d	硝化細菌最大比増殖速度(20℃)
$\theta_{\mu A}$	1.111	—	同上温度係数
b_{A_20}	0.15	1/d	硝化細菌の比死滅速度(20℃)
θ_{bA}	1.116	—	同上温度係数
T	15	℃	設計最低水温

②余剰汚泥量

余剰汚泥の発生量は 2 つの計算方法を示す。COD ベースによる計算は、保存性の指標である COD_{Cr} を用いるもので、活性汚泥モデルなどの物質変化モデルとの互換性が高く発展

性がある。しかし、実務上は下水処理場での測定事例が少なく、計算に必要な水質データが得にくい場合が多い。一方、BOD ベースによる計算は、水質データの蓄積も多く比較的簡易に計算を行なうことができる。

a) COD ベースの物質収支計算より計算する場合、

$$Q_w X_w (gSS / d) = \frac{M_{H_OD} + M_{I_OD}}{\theta_{OD}} \frac{1}{f_{cSS}}$$

$$M_{H_OD} (gCOD) = \frac{Q_{inf} \times COD_{inf} \times (1 - f_{SI} - f_{XI}) \times Y_H}{1 + b_H \times \theta_{OD} - (1 - f_H) \times b_H \times Y_H \times \theta_{OD}} \theta_{OD} \quad (5-30)$$

$$M_{I_OD} (gCOD) = Q_{inf} \times COD_{inf} \times f_{XI} \times \theta_{OD} + M_{H_OD} \times b_H \times f_H \times \theta_{OD}$$

ここで $Q_w X_w$: 余剰汚泥量(gCOD/d)

M_{H_OD} : 従属栄養性細菌量の系内保持量(gCOD)

M_{I_OD} : 生物非分解性固形物(流入由来 + 生物死滅由来)量の系内保持量(gCOD)

θ_{OD} : SRT(d)

f_{cSS} : COD/MLSS 比率(gCOD/gSS)

Q_{inf} : 流入水量(m³/d)

COD_{inf} : 流入 T-COD 濃度(g/m³)

f_{SI} : 生物難分解性溶解性 COD 比率

f_{XI} : 生物難分解性固形性 COD 比率

Y_H : 従属栄養性細菌収率(—)

b_H : 従属栄養性細菌死滅係数(1/d)

f_H : 自己分解による生物難分解性 COD 発生比率(gCOD/gCOD)

b) BOD ベースの計算を行う場合

$$Q_w X_w (gSS / d) = Q_{inf} \times (a \times C_{S-BOD, in} + b \times C_{SS, in} - c \times \theta_A \times X_{SS}) \quad (5-31)$$

ここで $C_{S-BOD, in}$: 流入 BOD(g/m³)

$C_{SS, in}$: 流入 SS(g/m³)

a : S-BOD に対する転換率(—)

b : SS に対する汚泥転換率(—)

c : 内生呼吸による減少係数(—)

θ_A : 好気時間の HRT(d)

③必要 HRT

必要 SRT および余剰汚泥量が求めれば系内の固形物量が計算できる。系内固形物量を固形物濃度で割ると反応槽容積 V が計算できる。

$$V_{OD} = \frac{Q_w X_w \times \theta_{OD}}{X_{VSS}} \quad (5-32)$$

流入水量 Q_{inf} と反応槽容積 V_{OD} から式(5-33)により水理学的滞留時間(HRT) τ (d)を計算で

きる.

$$\tau = \frac{V_{OD}}{Q_{inf}} = \frac{Q_w X_w \times \theta_{OD}}{X_{VSS}} \times \frac{1}{Q_{inf}} \quad (5-33)$$

MLVSS=3000mg/L, 水温 15°C の場合の SRT に対する HRT の計算例を図 5-32 に示す.

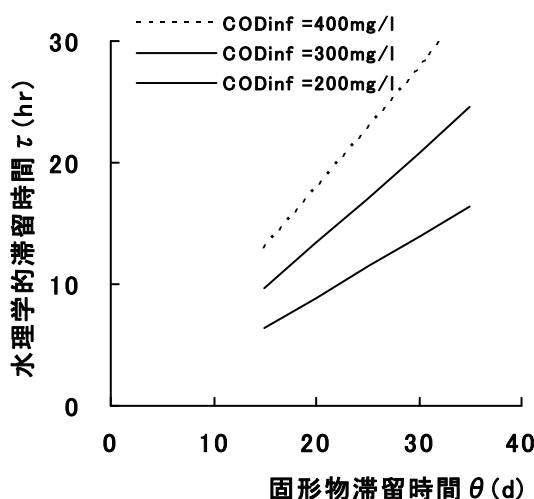


図 5-32 SRT, 流入 COD と HRT

④ 流入 C/N 比と無酸素ゾーン比の検討

第 2 章の検討結果より脱窒反応を支配するパラメーターとして, 流入 COD/N 比と無酸素ゾーン比が示された. 流入 COD/N 比は潜在的に脱窒に利用可能な有機物の総量を示す指標であり, 一方, 無酸素ゾーン比が大きいほど, 流入有機物のうち脱窒に利用可能な比率は増加する.

流入 T-N を一定とした場合, COD/N 比が大きくなるほど脱窒反応には有利となるが, 反面余剰汚泥量が増えて SRT が短くなるため硝化反応には不利になる. 流入 COD のうち余剰汚泥中に固形物として引き抜かれる COD と処理水中に流出する COD の和を差し引いたものが脱窒反応に利用可能な COD であることから, 脱窒利用可能な有機物と必要有機物の比率 COD_{DN}/COD_{need} の計算を行うことができる.

図 5-33 に流入 T-COD/T-N 比と必要無酸素ゾーン比を変化させた場合の, COD_{DN}/COD_{need} を右軸に, 硝化に必要な SRT の安全率を左軸に示す. これら 2 つのパラメーターが 1 より大きいほど硝化および脱窒反応に有利であることを示す. 流入 C/N 比は T 浄化センターでは 9.6 ± 2.2 , N 浄化センターでは 7.5 ± 1.5 と相対的に N 浄化センターの方が低かった.

一般的な無酸素ゾーン比を約 0.5 に設定するが, 以上の検討結果より流入 C/N 比と必要 SRT を考慮して最適な無酸素ゾーン比を選定可能なことが示された.

好気ゾーン比	f_{aer}	0.25	0.375	0.5
無酸素ゾーン比	f_{anox}	0.625	0.5	0.375
SRT 安全率	θ / θ_{\min}	-----	-----	-----
脱窒 COD 比率	$\text{COD}_{\text{DN}}/\text{COD}_{\text{need}}$	—————	—————	—————

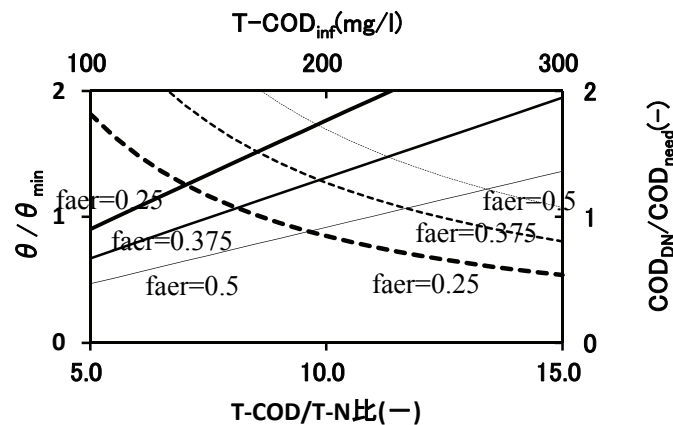


図 5-33 流入 C/N 比と必要無酸素ゾーン比

⑤必要酸素量

必要酸素量は，施設設計において散気装置や送風機の能力決定に必要となる．必要酸素量は余剰汚泥と同じく，COD ベースと BOD ベースの 2 通りの方法により計算することができる．2 つの方法の長所と短所は余剰汚泥の項で述べたものと同じである．

a) COD ベースの物質収支計算に基づく場合

$$\text{必要酸素量 AOR}(\text{gO}_2/\text{d}) = \text{無機化 COD} - \text{脱窒 N} \times 2.86 + 4.57 \times \text{硝化 N} \quad (5-34)$$

b) BOD ベースの計算を行う場合

$$\text{必要酸素量 AOR}(\text{gO}_2/\text{d}) = O_{\text{D1}} + O_{\text{D2}} + O_{\text{D3}} + O_{\text{D4}}$$

$$O_{\text{D1}} = A \times (C_{\text{BOD, in}} \times Q_{\text{inf}} - L_{\text{NOX, DN}} \times K)$$

$$O_{\text{D2}} = B \times X_{\text{VSS}} \times V_{\text{OD}} \times R_{\text{ao}} \quad (5-35)$$

$$O_{\text{D3}} = C \times (C_{\text{KN, in}} \times Q_{\text{inf}} - C_{\text{SN, out}})$$

$$O_{\text{D4}} = Q_{\text{inf}} \times \text{DO}_{\text{out}}$$

ここで Q_{inf} ：流入水量(m^3/d)

O_{D1} ：有機物酸化による酸素消費量(g/d)

O_{D2} ：内生呼吸による酸素消費量(g/d)

O_{D3} ：硝化による酸素消費量(g/d)

O_{D4} ：流出による酸素消費量(g/d)

K ：脱窒に必要な BOD 量(gBOD/gN)

A：単位 BOD 除去当り必要な酸素量(gO_2/gBOD)

$L_{\text{NOX, DN}}$ ：脱窒量(gN/d , 硝化した Kj-N 量の 100%とする)

$$L_{\text{NOX, DN}} = C_{\text{KN, in}} \times Q_{\text{inf}} - C_{\text{SN, out}}$$

B：単位 MLVSS あたりの内生呼吸酸素消費量($\text{gO}_2/\text{gMLVSS/d}$)

V_{OD} ：反応タンク容量(m^3)

Rao：好気ゾーン比(-)

C：硝化に必要な単位酸素量(gO_2/gN)

$C_{\text{KN, in}}$ ：流入水中のケルダール性窒素(gN/m^3)

$C_{\text{SN, out}}$ ：余剰汚泥に移行する Kj-N 量(gN)

$$C_{\text{SN, out}} = E \times Q_w X_w$$

E：MLSS 中の窒素含有率(gN/gMLSS)

DO_{out} ：流出 DO(gO_2/m^3)

⑥ 流入負荷と平均酸素消費速度 (OUR)

酸素消費速度(OUR)は OD 水路内の DO 勾配に影響を与えるパラメーターで、二点 DO 制御 OD 法の重要な設計・操作因子の一つである。

好気ゾーンの平均 OUR は式(5-36)を用いて計算する。

$$\text{OUR}_{\text{モデル}}(\text{mg/L/hr}) = \frac{\text{必要酸素量}(\text{gO}_2/\text{d})}{\text{好気容積}(\text{L})} \times \frac{1000}{24} \quad (5-36)$$

⑦ 循環時間と OD 水路長

OD 水路長は水路内の好気ゾーンと無酸素ゾーンの比率に影響を与える大きな設計因子である。水路長は、新設や増設の場合は任意に設計することが可能だが、現有施設の更新や改築の場合は一般的に変更は難しい。日本国内にはすでに 1000 箇所以上の OD 法下水処理場が建設されており、今後は更新や改築が増加すると考えられる。図 5-34 に既に建設されている一般的な OD 水路の容積と水路長の一例を示す。

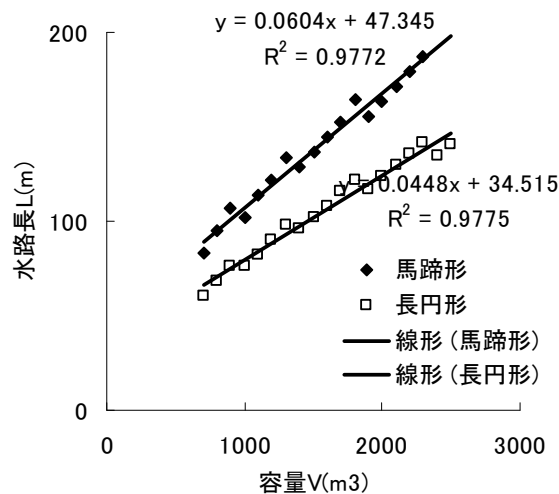


図 5-34 OD 容積と水路長の一例

実 OD 施設の流速は最低 0.1m/s, 平均 0.25m/s 程度¹³⁾とされているため, 水路長の条件によって循環時間の制御範囲に制約が生じる. 図 5-35 に水路長ごとの平均流速に対する循環時間の計算結果を示す. 実 OD 設備においては, 図中に示されるような流速の制御可能範囲 (例えば, 0.1~0.3m/s)があり, 水路長に応じた循環時間の範囲が定まる. 例えば, 水路長 50m の場合の循環時間の制御範囲は 2.5~7.5 分程度となる. 極端に短い水路では, 循環流速の制御を持っても十分な無酸素ゾーンを確保できない場合が想定され, このような短水路の OD 槽では二点 DO 制御法の適用は難しい. すなわち, 水路長は二点 DO 制御 OD 法の重要な設計因子であると同時に, 適用範囲を支配する因子でもある.

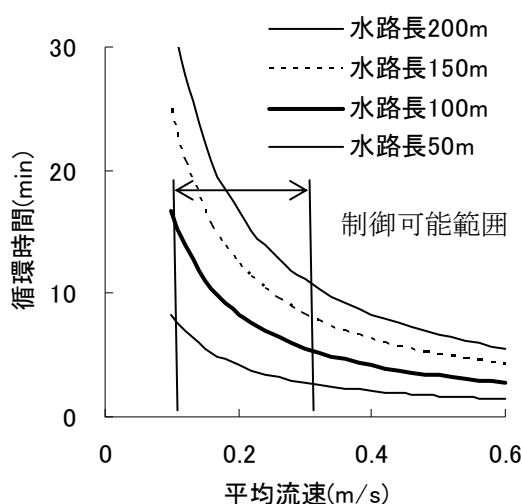


図 5-35 平均流速と循環時間

一方で, 流入負荷条件から系内の酸素消費速度が定まると, 好気・無酸素ゾーン比を任意の比率に保つために必要な循環時間が定まる. 図 5-36 に 5-3-2 で検討した

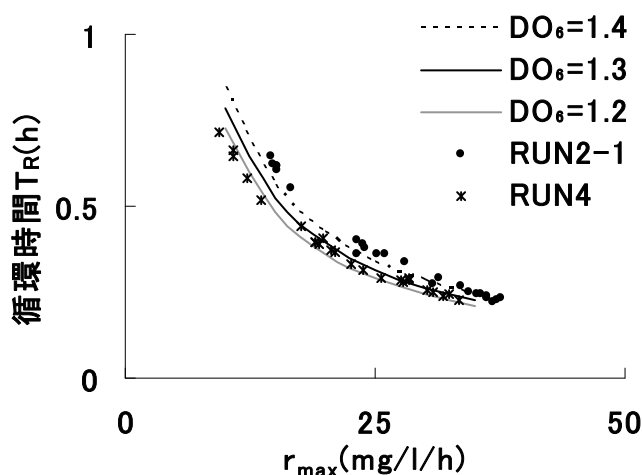


図 5-36 酸素消費速度が循環時間におよぼす影響

⑧曝気量

曝気量は式(5-37)により計算する.

$$Q_{air} = \frac{SOTR}{\eta \times h} \times (1 + \alpha)$$

$$SOTR = \frac{SOR}{T} \quad (5-37)$$

$$SOR(g/d) = \frac{AOR \times C_{SW} \times \gamma}{1.024^{T1-20} \alpha (\beta C_s \gamma - C_A)} \times \frac{1013}{P}$$

ここで Q_{air} : 曝気量(m^3/hr)

$SOTR$: 時間当たりの必要酸素量(gO_2/hr)

η : 単位酸素溶解効率($g-O_2/m^3-air \cdot m-水深$)

h : 散気水深

α : 余裕率

T : 曝気時間(hr)

C_{SW} : $20^\circ C$ における清水の飽和溶存酸素濃度(mg/L)

C_s : $T1^\circ C$ における清水の飽和溶存酸素濃度(mg/L)

C_A : 活性汚泥混合液の平均 DO 濃度(mg/L)

γ : 散気水深による C_s の補正係数

$$\gamma = 1 + h/2/10.24$$

$T1$: 活性汚泥混合液の水温($^\circ C$)

α : K_{La} の清水に対する差異の補正係数

β : 飽和溶存酸素濃度の清水に対する補正係数

P : 大気圧(hPa)

⑨最終沈澱池

現有施設の更新の場合、 OD 槽と最終沈澱池がセットで設置されている場合が多い。また、最終沈澱池における固液分離性能は処理水質に大きな影響を与えるため、放流水質確保の観点から事前に確認する必要がある。

最終沈澱池の面積は活性汚泥の初期沈降速度を考慮して設定する。活性汚泥の初期沈降速度は式(5-38)で表される¹⁴⁾。

$$V_0 = 4.9 \times 10^6 \times T^{0.95} \times X^{-1.35} \times SVI^{-0.77} \quad (5-38)$$

ここで V_0 : 初期沈降速度(m/d)

T : 水温($^\circ C$)

X : $MLSS$ 濃度(mg/L)

SVI : 汚泥沈降性指標(mL/g)

表 5-11 に水温を $15^\circ C$ で固定し、 $MLSS$ および SVI を変化させた場合の活性汚泥の初期沈降速度の試算例を示す。水温が高く、 $MLSS$ および SVI は低いほど、初期沈降速度は大

きくなる。

表 5-11 活性汚泥の初期沈降速度試算例

MLSS		2000	3000	4000
SVI	200	38.0	22.0	14.9
	300	27.8	16.1	10.9
	400	22.3	12.9	8.7

最終沈澱池の必要水面積は、活性汚泥の初期沈降速度，日最大流入下水量 $Q_{inf}(m^3/d)$ および日間変動比 r を考慮して，式(5-39)より求められる。

$$S = Q_{inf} \times r \div V_0 \quad (5-39)$$

ここで S : 必要水面積(m^2)

r : 水量日間変動比(最大/平均)

表 5-12 に日最大流入下水量 $1000m^3/d$ ，日間変動比 2.0 および水温 $15^\circ C$ とした場合の，必要水面積の計算結果を示す。活性汚泥の初期沈降速度が大きいほど必要水面積は小さくなるが，運転管理上大幅に増加させることは困難で不確実である。そこで，最終沈澱池の固液分離性能向上のためには，日間変動比をできる限り小さくすることが望ましい。

他の下水処理法では，日間変動比の低減のために流量調整槽を設ける場合があるが，OD 法の場合は従来から最終沈澱池を大きくとって流入負荷を吸収する方策をとってきた。その一方で，表面曝気ローターの装置的な制約条件から OD 槽の水位は極力変動させないような設計が行われてきた。

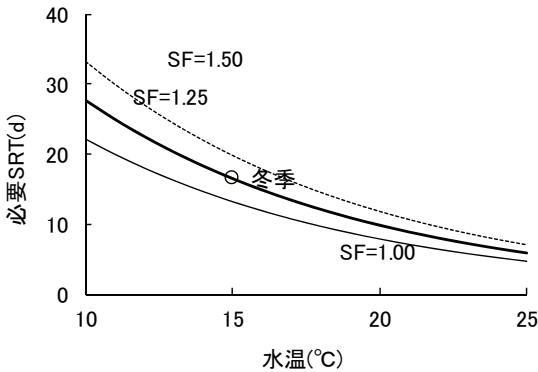
一方，高負荷二点 DO 制御 OD 法で用いる散気式 OD 設備で用いた縦軸型水流発生装置は水位変動に強いため，OD 槽を流量調整槽として用いることも可能である。水位信号に連動した電動の可動堰を OD 流出部に設置すれば，OD 槽の水位変動によって流入水量変動を吸収し，最終沈澱池への流入水量の均一化を図ることも可能である。

表 5-12 終沈の必要水面積試算例
(日最大 $1,000m^3/d$ ，日間変動比 2.0，水温 $15^\circ C$)

MLSS		2000	3000	4000
SVI	200	53	91	134
	300	72	124	184
	400	90	155	229

5-4-2 設計例

1 設計条件					
1-1 流入下水の水量および水質					
日最大流入下水量	Qd	2000	m ³ /日	(1池当たり)	
冬季日最大流入下水量	Qdw	1600	m ³ /日	夏季×0.8	
日平均流入下水量	Qave	1333		日最大/日平均=1.5	
流入時間変動比	γ	1.5	—	最大/平均	
流入BOD	C _{BOD,in}	200	mg/L		
流入S-BOD	C _{S-BOD,in}	100	mg/L	(BOD×0.5)	
流入SS	C _{SS,in}	180	mg/L		
流入Kj-N	C _{KN,in}	35	mg/L		
1-2 水路形状					
①OD槽					
容積	V	1250	m ³		
水深	h	2.5	m		
池幅	W	4	m		
断面積	A	9.91	m ²	ハンチ幅	0.3
水路長	L	126	m		
ゾーンの数		1		※初期設定1	
水路長/ゾーン当たり	Lz	126			
DO計1設置位置	L _{DO1}	13	m	※曝気開始位置を起点(0m)とする 初期設定, 水路の10%	13
DO計2設置位置	L _{DO2}	70	m	※曝気開始位置を起点(0m)とする 初期設定, 水路の45%	57
②最終沈澱池					
水面積負荷		8	m ³ /m ² /d		
定流量可動堰		無			
1-3 プロセスの運転条件および水質					
		冬季	夏季	日平均	
MLSS	X	mg/L	4000 3000	3500	
MLVSS	X _v	mg/L	3200 2400	2800	(MLSS×0.8)
設計水温	T	°C	15 25	20	
大気圧	P		1013	hPa	
DO設定値1	DO1		2.6	mg/L	
DO設定値2	DO2		0.2	mg/L	
好気ゾーン比	f _{aer}		0.48	—	※初期設定0.375
無酸素ゾーン比	f _{anox}		0.43	—	※初期設定0.5
好気ゾーン平均DO	S _{O aer}		1.55	mg/L	好気ゾーン平均DO=(DO1+0.5)/2
OD槽アルカリ度	S _{ALK}		1.5	mmol/L	
汚泥沈降性指標	SVI		200	mL/g	
1-4 処理水の品質					
処理水アンモニア態窒素	S _{NH4}		1	mgN/L	OD槽アンモニア態窒素濃度
処理水硝酸態窒素	S _{NOx}		1	mgN/L	
処理水溶解性全窒素	S-N		3	mgN/L	処理水OrgS-N=1mg/L

2 OD設計計算書					
2-1 必要SRT					
$\theta \geq \frac{SF}{f_{aer} \frac{S_{O,aer}}{S_{O,aer} + K_{O-A}} \left(\mu_{A,max} \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4-A} + S_{NH_4}} \frac{S_{ALK}}{S_{ALK} + K_{ALK-A}} - b_{A,max} \right)}$					
<p>ただし、$\mu_{A,max} = \mu_{A,20} \theta_{\mu A}^{T-20}$、$b_{A,max} = b_{A,20} \theta_{bA}^{T-20}$</p>					
<p>ここで θ : 設計 SRT(d)</p> <p>SF : 安全係数</p> <p>f_{aer} : 好気ゾーン比 (DO が 0.5mg/L 以上の比率)</p> <p>$S_{O,aer}$: 好気ゾーンの平均 DO(mg/L)</p> <p>K_{O-A} : 硝化細菌の DO に関する半飽和係数(mg/L)</p> <p>$\mu_{A,max}$: 硝化細菌最大比増殖速度(1/d, T℃)</p> <p>S_{NH_4} : OD 槽アンモニア態窒素濃度(mgN/L)</p> <p>K_{NH_4-A} : 硝化細菌の DO に関する半飽和係数(mg/L)</p> <p>S_{alk} : OD 槽アルカリ度(molCaCO₃/m³)</p> <p>K_{ALK-A} : 硝化細菌のアルカリ度に関する半飽和係数(molCaCO₃/m³)</p> <p>$b_{A,max}$: 硝化細菌の比死滅速度(1/d, T℃)</p> <p>T : 水温(℃)</p>					
					
図1 水温と必要SRT					
安全係数(SF)の設定					
流入負荷変動比(最大/最小)	1.5				
安全係数(SF)	1.25	※SF=1+(変動比率-1)/2			
必要SRTの計算値	16.5 d				
2-2 余剰汚泥量					
余剰汚泥量は下式より求める。					
$Q_W X_W (gSS / d) = Q_{inf} \times (a \times C_{S-BOD,in} + b \times C_{SS,in} - c \times \theta_A \times X_{SS})$					
<p>ここで $C_{S-BOD,in}$: 流入 BOD(g/m³)</p> <p>$C_{SS,in}$: 流入 SS(g/m³)</p> <p>a : S-BOD に対する転換率(-)</p> <p>b : SS に対する汚泥転換率(-)</p> <p>c : 内生呼吸による減少係数(-)</p> <p>θ_A : 好気時間の HRT(d)</p>					
<p>式中の θ_A は好気時間(間欠曝気の場合)の HRT である。</p> <p>ここでは好気容積は全容積の半分(0.5)とする。</p> <p>θ_A はこの時点で求まっていないので、繰り返し計算とする。</p>					

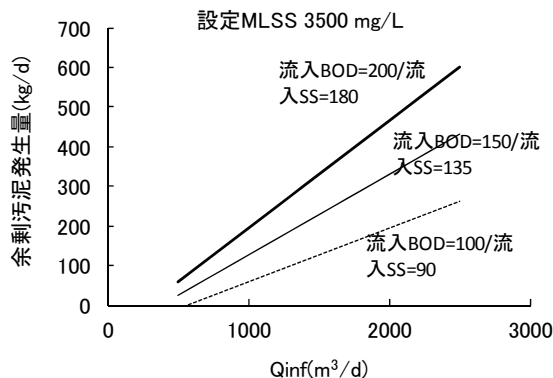


図2 流入水量および水質と余剰汚泥量
設定MLSS 3500 mg/L

2-3 必要HRT

以下の手順で計算を行なう。

冬季の設計条件で反応槽容積を決定する。

①余剰汚泥量(冬季)にSRT(冬季)を乗じて、系内固形物量(冬季)を求める。

②系内固形物量(冬季)、設定MLSS濃度(冬季)で割って反応槽容積を求める。

$$V_{OD} = \frac{Q_w \cdot X_w \times \theta_{OD}}{X_{VSS}}$$

③反応槽容積を流入水量で割ってHRTを求める。

$$\tau = \frac{V_{OD}}{Q_{inf}} = \frac{Q_w \cdot X_w \times \theta_{OD}}{X_{VSS}} \times \frac{1}{Q_{inf}}$$

夏季の計算は以下の手順で行う。

冬季条件で決定した反応槽容積に設定MLSSを乗じて系内固形物量を求める。

夏季日最大流入下水流量から余剰汚泥量を求める。

系内固形物量を余剰汚泥量で割ってSRTを求める。

年間日平均についても同様とする。

		冬季 日最大	夏季 日最大	年間 日平均	
設定MLSS	mg/L	4000	3000	4000	
系内汚泥量	kg	4387	3290	3097	=余剰汚泥量 × SRT
必要HRT	d	0.69	0.55	0.62	
	h	16.5	13.2	14.8	
必要SRT	d	16.5	8.7	12.6	
余剰汚泥量	kg/d	266	376	245	
反応槽容積	m³	1097	1097	774	=系内汚泥量 ÷ MLSS × 10 ⁻³
実容積	m³	1250	1250	1250	
実SRT	d	18.8	10.0	20.4	
SRT余裕率	—	1.14	1.14	1.61	
判定		OK	OK	OK	

2-4 脱窒に必要な有機物の検討

有機物の好氣的酸化および脱窒の比率

①好氣的酸化

好気ゾーン比 f_{aer} 0.48

好気ゾーンDO $S_{O,aer}$ 1.55 mg/L

0.43

$$\frac{\mu_{H,aer,ave}}{\mu'_{H,max}} = f_{aer} \frac{S_{O,aer}}{K_{O,H} + S_{O,aer}}$$

②脱窒

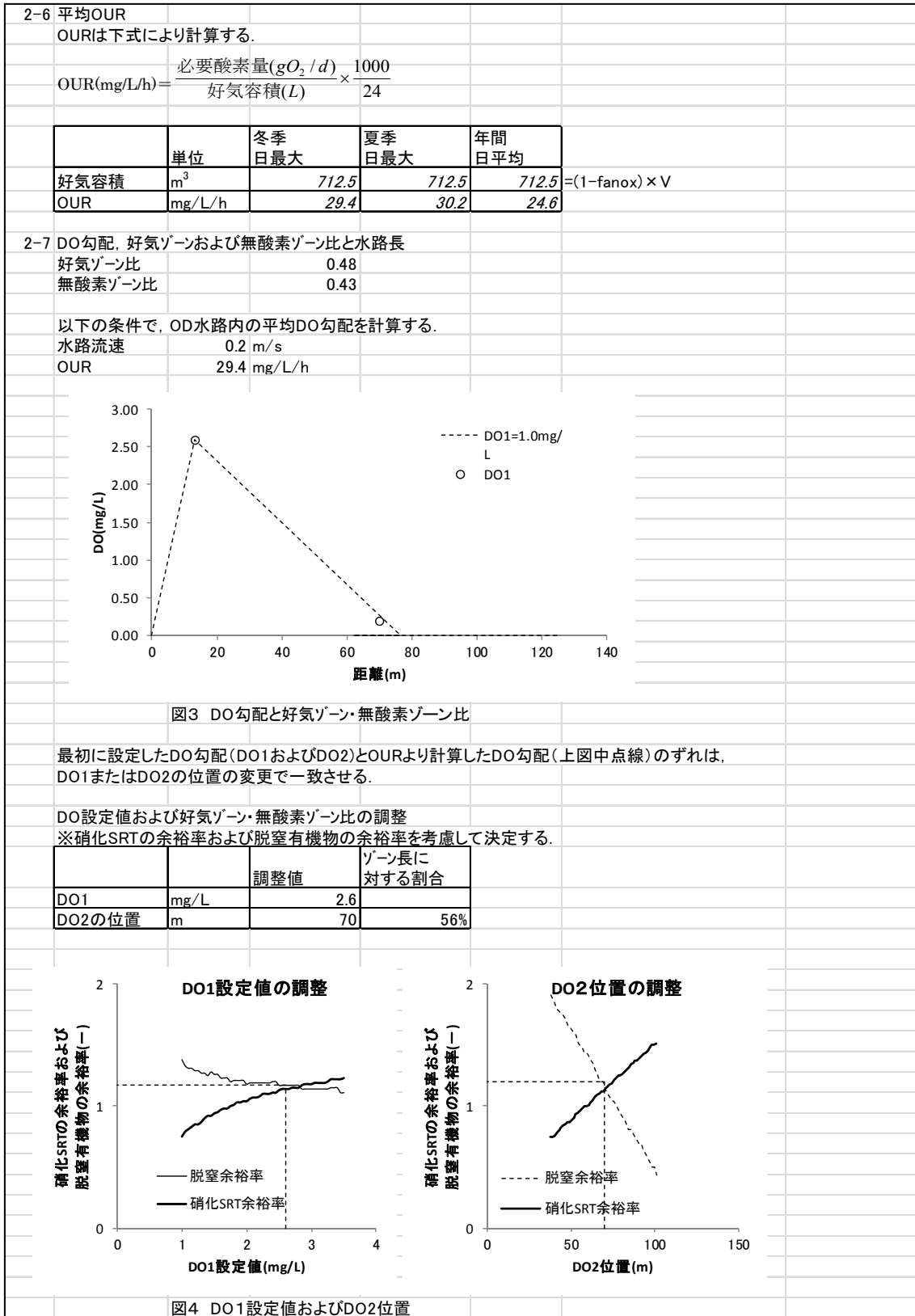
無酸素ゾーン比 0.43

NOx濃度 1 mgN/L

0.22

$$\frac{\mu_{H,anox,ave}}{\mu'_{H,max}} = \eta_{NO} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} f_{anox} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_{O,anox}}$$

窒素収支の検討					
		冬季 日最大	夏季 日最大	年間 日平均	
流入量	kgN/d	56.0	70.0	46.7	濃度×流量
流出量	kgN/d	4.8	6.0	4.0	濃度×流量
余剰汚泥窒素	kgN/d	18.6	26.3	17.2	余剰汚泥量×窒素含有率(0.07)
脱窒可能量	kgN/d	32.6	37.7	25.5	流入－流出－余剰汚泥
脱窒に必要な有機物量		冬季 日最大	夏季 日最大	年間 日平均	
流入有機物	kgBOD/d	320	400	267	
脱窒利用率	—	0.34	0.34	0.34	
脱窒利用有機物	kgBOD/d	109	136	91	
必要有機物	kgBOD/d	93	108	73	脱窒量×2.86
利用可能/必要	—	1.17	1.26	1.24	
判定		OK	OK	OK	
2-5 必要酸素量					
必要酸素量は下式より計算する.					
必要酸素量 AOR(gO ₂ /d)=O _{D1} +O _{D2} +O _{D3} +O _{D4}					
O _{D1} =A×(C _{BOD, in} ×Q _{inf} －L _{NOX, DN} ×K)					
O _{D2} =B×X _{VSS} ×V _{OD} ×R _{ao}					
O _{D3} =C×(C _{KN, in} ×Q _{inf} －C _{SN, out})					
O _{D4} =Q _{inf} ×DO _{out}					
ここで Q _{inf} : 流入水量(m ³ /d)					
O _{D1} : 有機物酸化による酸素消費量(g/d)					
O _{D2} : 内生呼吸による酸素消費量(g/d)					
O _{D3} : 硝化による酸素消費量(g/d)					
O _{D4} : 流出による酸素消費量(g/d)					
K: 脱窒に必要な BOD 量(gBOD/gN)					
A: 単位 BOD 除去当り必要な酸素量(gO ₂ /gBOD)					
L _{NOX, DN} : 脱窒量(gN/d, 硝化した K _{j-N} 量の 100%とする)					
L _{NOX, DN} =C _{KN, in} ×Q _{inf} －C _{SN, out}					
B: 単位 MLVSS あたりの内生呼吸酸素消費量(gO ₂ /gMLVSS/d)					
V _{OD} : 反応タンク容量(m ³)					
R _{ao} : 好気ゾーン比(-)					
C: 硝化に必要な単位酸素量(gO ₂ /gN)					
C _{KN, in} : 流入水中のケルダール性窒素(gN/m ³)					
C _{SN, out} : 余剰汚泥に移行する K _{j-N} 量(gN)					
C _{SN, out} =E×Q _w X _w					
E: MLSS 中の窒素含有率(gN/gMLSS)					
DO _{out} : 流出 DO(gO ₂ /m ³)					
計算結果					
	単位	冬季 日最大	夏季 日最大	年間 日平均	
OD1	kgO ₂ /d	153	195	129	
OD2	kgO ₂ /d	200	150	175	
OD3	kgO ₂ /d	149	172	117	
OD4	kgO ₂ /d	0	0	0	
AOR	kgO ₂ /d	502	517	421	



2-9	必要空気量					
	必要空気量は下式により計算する.					
	$Q_{air} = \frac{SOTR}{\eta \times h} \times (1 + \alpha)$					
	$SOTR = \frac{SOR}{T}$					
	$SOR(g/d) = \frac{AOR \times C_{sw} \times \gamma}{1.024^{T1-20} \alpha (\beta C_s \gamma - C_A)} \times \frac{1013}{P}$					
	ここで Q_{air} : 曝気量(m³/h)					
	$SOTR$: 時間当たりの必要酸素量(gO₂/h)					
	η : 単位酸素溶解効率(g・O₂/m³・air・m・水深)					
	h : 散気水深					
	α : 余裕率					
	T : 曝気時間(h)					
	C_{sw} : 20℃における清水の飽和溶存酸素濃度(mg/L)					
	C_s : T1℃における清水の飽和溶存酸素濃度(mg/L)					
	C_A : 活性汚泥混合液の平均 DO 濃度(mg/L)					
	γ : 散気水深による C_s の補正係数					
	$\gamma = 1 + h/2/10.24$					
	$T1$: 活性汚泥混合液の水温(℃)					
	α : K_{La} の清水に対する差異の補正係数					
	β : 飽和溶存酸素濃度の清水に対する補正係数					
	P : 大気圧(hPa)					
	計算結果					
		単位	冬季 日最大	夏季 日最大	年間 日平均	
	AOR	kgO²/d	502	517	421	
	Csw	mg/L	8.84	8.84	8.84	
	T	℃	15	25	20	
	Cs	mg/L	9.76	8.11	8.84	
	散気水深h'	m	2.2	2.2	2.2	
	SOR	kgO²/d	666	675	558	
	曝気時間T	h/d	24	24	24	
	SOTR	kgO²/h	27.8	28.1	23.3	
	曝気量Qair	m³/min	12.7	12.9	10.7	
2-10	OD設計まとめ					
	槽容量		1250 m³			
	1池当たりゾーン数		1			
	ゾーン当たり水路長		126 m			
	DO設定					
		設置位置 m※	設定値 mg/L			
	DO1	13	2.6			
	DO2	70	0.2			
	※曝気開始地点を起点(0m)とする					
	ゾーン比及び平均DO					
		ゾーン比	ゾーン平均DO			
	好気ゾーン	0.48	1.55	DOが0.5mg/L以上		
	無酸素ゾーン	0.43	0	DOが0.1mg/L以下		

季節ごとの計算結果

	単位	冬季 日最大	夏季 日最大	年間 日平均
設定MLSS	mg/L	4000	3000	4000
SRT	d	18.8	10.0	20.4
余剰汚泥量	kg/d	266	376	245
平均OUR	mg/L/h	29.4	30.2	24.6
SOR	kgO ² /d	666	675	558
曝気量	m ³ /min	12.7	12.9	10.7

3 最終沈澱池設計計算書

活性汚泥の初期沈降速度

$V_0=4.9 \times 10^6 \times T^{0.95} \times X^{-1.35} \times SVI^{-0.77}$

ここで V0: 初期沈降速度(m/h)

T: 水温℃

X: MLSS濃度mg/L

SVI: 汚泥沈降性指標(mL/g)

終沈へ流入する流量の時間変動比は

定流量可動堰が 無 の条件で

終沈流入変動比 γ_{FST} 1.5 となる

必要水面積は $S=Q \times \gamma_{FST} \div V_0$

計算結果

	単位	冬季 日最大	夏季 日最大	年間 日平均
設定MLSS	mg/L	4000	3000	4000
水温T	℃	15.0	25.0	20.0
SVI	mL/g	200	200	200
V0	m/d	14.9	35.7	19.6
γ	—	1.5	1.5	1.5
流入水量	m ³ /日	1600.0	2000.0	1333.3
必要水面積	m ²	161.1	84.0	102.0

決定面積

S_{FST} 161.1 m²

直径

ϕ_{FST} 14.4 m

第 5 節 結語

OD 水路内の流動状態を模擬し DO 勾配を計算可能な DO 収支モデルを構築するとともに、実規模 OD の処理装置の運転条件とプロセス内部の制御因子との相関を定式化する物理モデルを構築し、消費電力との関係についてもモデル化した。検証のための活性汚泥モデルを用いた設計・操作因子および処理水質の検討を行った。

第 2 章を含む全ての内容を総括して、具体的な設計手法の提示を行った。設計手法は活性汚泥モデルとの互換性を有する COD 物質収支モデルに基づくものと、既往データとの互換性を重視する BOD モデルの 2 つのケースについて検討を行った。

これらのモデルおよび設計手法を総合的に活用することで、高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計・操作因子の検討を行うことが可能となり、また実務上の設計や運転管理などに資することができると思われる。

¹⁾ M. Henze, W. Gujer, T. Mino, T. Matsuo, M. C. Wentzel, G. v. R. Marais and M. C. M. Van Loosdrecht, Activated sludge model no.2d, ASM2D, Water Science and Technology, Vol. 39, No.1, pp. 165-182, 1999.

²⁾ 下水道新技術推進機構, 活性汚泥モデル利活用マニュアル, p 資 21, 2010

³⁾ 中町和雄, 藤原拓, ”活性汚泥モデルを用いた二点 DO 制御高負荷型 OD 法の運転条件の検討”, 学会誌「EICA」第 13 巻第 2・3 合併号, p167-170, 2008

⁴⁾ 安部義成、渡邊智英、斎藤譲、砂金岳、工藤和正：物理化学的分画を用いた活性汚泥モデルの実処理施設への適用, 第 43 回下水道研究発表会講演集, pp.109-111, 2006.

⁵⁾ G. Ekama and G. Marais: The dynamic behavior of the activated sludge process, Research report W27, Univ. of Cape Town, Dept. of Civil Eng. Rondebosch 7701, Cape Town, South Africa, 1978.

⁶⁾ 日本下水道協会：下水試験方法上巻－1997 年版, 1997

⁷⁾ M. Stenstrom and R. Gilbert: Effects of alpha, beta and theta factor upon the design, specification and operation of aeration systems, Water Research, Vol.15, No.15, pp.643-654, 1981.

⁸⁾ 建設技術評価「省エネルギー型散気曝気装置の開発」建技評第 81103 号, p.88, 1982

⁹⁾ EPA: Design manual, Fine pore aeration systems, EPA 625/1-89/023, Risk Reduction labs, USEPA, pp.59, 1989.

¹⁰⁾ 日本下水道協会：下水道施設計画・設計指針と解説, 後編 p.124, 2001

¹¹⁾ 藤原拓, 稲森奨, 中町和雄, 大年邦雄, 津野洋, 西村文武：高負荷オキシデーションディッチ法における実下水からの有機物・窒素同時除去の操作因子に関する研究, 下水道協会誌論文集, Vol.45, No.552, pp.121-131, 2008.

¹²⁾ Water Environment Research Foundation, Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling, 2003.

¹³⁾ 日本下水道協会：下水道施設計画・設計指針と解説, 後編 p.124, 2001

¹⁴⁾ 日本下水道事業団：オキシデーションディッチ法の評価に関する第 3 次報告書, 別添資料, p.44, 2001

第 6 章 結論

第 1 節 本研究のまとめ

オキシデーションディッチ（OD）法は小規模施設を中心に平成 20 年度末現在，日本国内の公共下水道における終末処理場の約 47%で使用されており，箇所数としては最も多く採用されている処理方式の一つである．しかし，地域条件に拘わらず北海道から全国画一の水理学的滞留時間（HRT）24 時間以上で設計されており，標準法などと比べて広い敷地・大きな反応槽が必要で，消費電力も大きいなど技術的な改良の余地は大きい．

一方，厳しい財政状況を背景に地域の実情に応じた汚水処理施設との連携や低コストの下水道整備手法の導入などが必要とされている．さらに，エネルギー供給のひっ迫により近年にもまして省エネルギー型下水処理技術への注目が高まっている．OD 法を採用する下水処理場の多くは改築更新の時期を迎えており，高度処理・省エネルギーで経済的かつ効率的なシステムへの転換が課題となっている．

高負荷二点 DO 制御 OD 法は，これらの課題の解決を目指し，従来の OD 法より高負荷・省スペース・省エネルギーに配慮したシステムであると同時に生物学的に窒素・リンの高度処理が可能なシステムとして開発を行ってきた．本システムのフロー図を図 1 に示す．

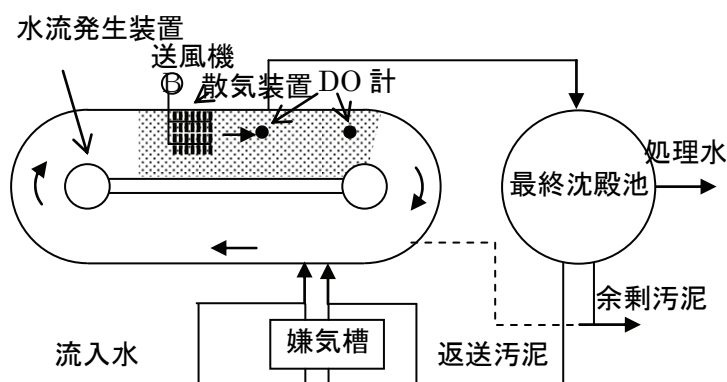


図 1 二点 DO 制御 OD 法の概略図

二点 DO 制御とは曝気風量と水路循環流速とを独立に制御することで，曝気部および好気ゾーン末端の DO 値をそれぞれ独立に制御し，OD 槽内の DO 勾配を一定に保つものである．流入負荷変動およびそれに伴う活性汚泥酸素消費速度の変動の影響によらず連続曝気式の OD 槽内に好気ゾーンと無酸素ゾーンを安定して現出させることが可能となり，結果的に安定した窒素除去が可能となる．さらに HRT を従来より短く設定し高負荷運転を行うことにより，建設コストの削減が可能となる上，酸素消費速度が高まることにより安定して無酸素ゾーンの維持が可能となる．結果として高い窒素除去率が得られ経済的に窒素の高度処理を行うことが可能となる．すなわち，二点 DO 制御 OD 法では以下のような特性が期待される．

- (1) 高負荷二点 DO 制御により電力費削減が可能
(低 DO 運転, HRT 短縮による内生呼吸低減)
- (2) 従来の約半分の水理学的滞留時間で処理が可能
- (3) 高効率な水流発生装置と散気装置の組み合わせにより電力費低減が可能
- (4) 窒素の高度処理が可能
- (5) りんの高度処理が可能 (嫌気槽を設けた場合)

本研究では, 2 か所の下水処理場における約 4 年間のベンチスケール実験および 1 か所の実施設での 1 年間のフルスケール実証実験の実験データを検討するとともに, 数理モデルを用いた解析を行った。その結果, 「高負荷二点 DO 制御」を用いた新たな OD システムの実用化のための知見を得ることができた。

第 2 章では, 2 か所の下水処理場でのベンチスケール実験装置による長期連続処理実験の結果をもとに, 高負荷二点 DO 制御 OD 法の処理特性を把握するための基本的な設計・操作因子の検討を行った。実験装置には OD 槽の流動を模擬しうる処理水量 $0.6\text{m}^3/\text{d}$ の 8 槽完全混合槽列型の実験装置を用いた。第 1~4 槽を無酸素ゾーンに, 第 5~7 槽を好気ゾーンに設定し, 好気ゾーンおよび無酸素ゾーンを一定に保つために二点 DO 制御を行った。第 6 槽の DO 値を一定に保つために曝気ブロワの運転台数制御を行い, 第 5 槽における曝気量を変化させた。第 8 槽の DO 値を一定に保つために第 8 槽から第 1 槽への循環ポンプの回転数を PI 制御し, 循環流量を変化させた。異なる原水水質に対する年間を通じた処理性能・処理特性を把握するために, 2005 年 12 月から 2008 年 4 月までの約 2 年 5 か月を T 浄化センター (全体計画 $93,478\text{m}^3/\text{日}$), 2008 年 12 月から 2009 年 10 月の約 1 年間を N 浄化センター (全体計画 $7,000\text{m}^3/\text{日}$) において, 同一の実験装置を用いて連続通水実験を行った。第 2 章で得られた知見を以下に示す。

- (1) 水温 $15\sim 28^\circ\text{C}$ の条件で, 従来法の約半分の 12 時間の HRT で処理水溶解性全窒素 (S-N) が, T 浄化センターで平均 2.8mg/l , N 浄化センターで平均 2.5mg/l と極めて低い処理水窒素濃度を安定して得られることが示された。
- (2) 日間流入負荷変動比(最大/最少) が約 2 の条件で, 好気ゾーン比を約 0.38, 無酸素ゾーン比を約 0.50 に安定して維持可能なことが示された。ここで, 第 6 槽の DO 制御値は約 1.1mg/l , 第 8 槽は 0.2mg/l とした。
- (3) MLSS は $2500\sim 4000\text{mg/l}$ と一般的な OD 法の運転範囲で処理を行った。
- (4) 前段に HRT1.5h 以上の嫌気槽を設けることで, 処理水全りん(T-P) 1mg/l 以下を達成できることが示された。
- (5) 流入負荷の変動に対する制御特性を把握するために行った通日試験の結果から, 流入 BOD 容積負荷の変動による OUR の変動に追従して曝気量および循環流量が制御され DO 勾配が一定に保たれることを確認した。また, 結果として処理水窒素・りん濃度も安定し

て低濃度に保たれることを確認した。

- (6) 定期採水分析の結果から流入水分画に基づく COD および窒素に関する物質変換モデルを作成し、系内の定常物質収支について検討し実際の固形物発生量を再現できることを確認した。また、モデルに基づき計算した OUR と実測の OUR が一致することを確認した。
- (7) ゴーデン運転を行い DO が流れ方向に連続的に変化する条件における硝化菌保持のための必要 SRT について、モノー型の動力学モデルを適用し、実験データと対比することでその有効性を確認した。また、ゾーン比率や C/N 比を考慮した脱窒利用可能 COD 比率を検討し、処理水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度との相関性からモデルの妥当性を確認した。
- (8) 通日採水のデータを用いて物質収支の検討を行い、脱窒反応の 9 割が OD 槽で生じていること、無機化 COD のうち 6 割が脱窒反応により酸化されていることなどを明らかにした。

第 3 章では実設備へのスケールアップのために、実際の OD 水路に処理装置を設置し清水実験を行い、流速や酸素供給能力など実設備での二点 DO 制御の設計操作因子について検討を行った。実設備では二点 DO 制御を行うために、曝気と攪拌を独立に制御可能な縦軸水流発生装置を用いた散気式 OD 設備を用いた。第 3 章で得られた知見を以下に示す。

- (1) 三次元流速分布は水路軸方向流速が合成ベクトルの 90%以上を占めており、一次元流れが卓越していた。ただし、散気装置の付近では曝気に伴う断面方向の二次流れが観察され、相対的に水路流速が小さく空気量が多い条件では局所的な逆流も観察された。
- (2) トレーサー試験の結果を基に完全混合槽列モデルを用いた流動解析を行った結果、槽列数 65~100 と高い押し出し流れ特性が観察された。水路の形状により部分的に異なる流動特性が存在するにも拘らず、OD 槽全体で見たマクロ的な流動特性は一次元の槽列モデルで近似できることが示された。
- (3) 槽列モデルと DO 収支モデルに基づく K_La 算出手法を構築し、非定常法による K_La 測定時の階段状の DO 上昇を良く再現することができた。
- (4) 曝気量および水流発生装置回転数などの操作因子と K_La の関係について整理し、同一曝気量においても水路流速が増加するほど K_La が増加することを明らかにした。
- (5) 攪拌動力および曝気動力について理論式と実験データに基づく解析を行い、操作因子と消費電力の関係を明らかにした。
- (6) 循環を有する押し出し流れ反応器の流動特性についてシミュレーションによる解析を行い、対象とする時間範囲によって押し出し流れから完全混合に遷移する複雑な挙動を示すことを明らかにした。
- (7) 槽列モデルに基づく K_La 算定手法と従来法との比較検討を行い、従来法では条件によっては正確な K_La 推定が困難な場合があることが示された。
- (8) 最高 $3.1\text{kgO}_2/\text{kwh}$ と従来の表面曝気装置の約 1.5 倍の高い酸素供給効率が得られた。

第4章では高負荷二点 DO 制御 OD 法の実用化に向けた最終段階として、1 年間のフルスケール実証実験を行った。実験には N 浄化センターの No.2OD 槽 (4.5m 幅, 水路長 165m) およびその前段に設置した生物りん除去設備を用いた。第4章で得られた知見を以下に示す。

- (1) 実施設において二点 DO 制御法を用いて曝気風量と水路流速を独立に制御することで、安定した好気・無酸素ゾーンを現出させることができた。その結果、平均 HRT 約 16 時間(晴天時日最大時 12.3 時間)の条件で、処理水 T-BOD が $3 \pm 2(\text{mg/l})$, T-N が $1.3 \pm 0.5(\text{mg/l})$, T-P が $0.6 \pm 0.2(\text{mg/l})$ と非常に良好な処理成績を安定して得ることができた。
- (2) 時間変動特性を把握するために行った通日試験の結果から、流入負荷の時間変動にも拘わらず、曝気量と水路流速を調節することで二点の DO を一定に制御することができ、結果的に安定した処理水質が得られたことを確認した。
- (3) 系内物質収支の検討結果から、脱窒反応の 95% が OD 槽で生じていたこと、脱窒反応による COD 無機化が全無機化量の 3 分の 1 を占めていたことを明らかにした。また、嫌気槽でのりん放出と OD 槽での過剰摂取と同時に返送汚泥中でのりん放出が確認されたが、処理水側への移行は確認されなかった。
- (4) 汚水 1m^3 当りの単位消費電力(曝気+攪拌)は処理水量 $1750\text{m}^3/\text{d}$ の場合で $0.124\text{kwh}/\text{m}^3$, 実験データの全平均で $0.125\text{kwh}/\text{m}^3$ と低く、N 浄化センターの No.1 系列(スクリュウ曝気装置)の H22 年度実績値 ($0.38\text{kwh}/\text{m}^3$) に対して約 67% の削減となった。本数値は主な水処理方式の下水処理場統計データの上位 10% 値(例えば標準活性汚泥法の場合 $0.31\text{kwh}/\text{m}^3$) と比べた場合でも相当程度に低い値であり、本システムが消費電力削減に大きな効果があることが実証された。

第5章では、OD 水路の流動を模擬する DO 収支モデルを構築し、DO 勾配の計算を可能とすると共に、実装置の運転条件とプロセス内部の制御因子の関係もモデル化した。さらに、処理水質の影響などを活性汚泥モデルを用いて検証した上で、設計手法および設計例の提示を行った。これらのモデルおよび設計手法を活用することで、高負荷二点 DO 制御 OD 法の実設備の設計・操作因子の検討を行うことが可能となり、実務上の設計や運転管理などに資することが可能となる。

本法の実用化によって、OD 法の省エネルギー化・省スペース化と同時に生物学的な窒素・りんの高度処理が可能な小規模向けシステムの実現のための有用な知見を得ることができた。

第 2 節 高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計緒元

本研究で検討した高負荷二点 DO 制御 OD 法と従来 OD 法の比較を表 6-1 に示す。

なお、従来法の比較対象は国内での稼働実績の 90%以上を占める表面曝気装置とし、運転方法はタイマーによる間欠運転とした。

今後増加する OD 法の改築や更新時に、高負荷二点 DO 制御 OD 法を用いたグレードアップを図ることで、コスト削減を図るのみならず処理水質の高度化も両立可能と考えられる。

なお、現有施設の更新において OD 槽への流入水量を増加させる場合は、OD 槽と最終沈澱池がセットで設置されている場合が多いため、最終沈澱池の負荷設定に留意が必要である。その場合、5-4-1 で述べたように、OD 槽を流量調整槽として活用し、最終沈澱池への流入水量変動を均一化する方法が有効である。

表 6-1 高負荷二点 DO 制御 OD 法と従来 OD 法の比較

項目	高負荷二点 DO 制御 OD	表面間欠曝気 OD	備考
曝気方式	連続曝気ゾーン運転	タイマー間欠曝気運転	
インシヤルコスト	◎OD 槽容量縮減, 曝気設備容量縮減	○広い敷地が必要, 大きな曝気能力が必要	
ランニングコスト	◎消費電力の削減による	○無酸素攪拌動力が大きい	
消費電力	◎3.0kgO ₂ /kwh	○2.0～2.2kgO ₂ /kwh	
窒素の除去性能	◎処理水 T-N が 3mg/L 以下	○窒素除去率 85%以上 (高度処理 OD 法の場合) ※	※ 流入 T-N が 30mgN/L の場合, 処理水 T-N が 4.5mgN/L
リンの除去性能	○嫌気槽設置による生物学的リン除去が可能 ※	△汚泥の分解が進みやすいため, 凝集剤添加による除去が一般的	※処理水 T-P 濃度 1mg/L 以下
汚泥発生率	○除去固形物当たり汚泥発生率 0.85 程度※	◎除去固形物当たり汚泥発生率 0.75	実績データの蓄積が必要
流入変動への適応	◎自動制御により追従できる, 水位変動に強い	○管理者の経験による, 水位変動に弱い	
総合評価	◎コスト削減と高度処理を両立可能	○小規模処理場で実績が多い	

表 6-2 に高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計緒元を従来 OD 法との比較で示す。本法の基本的な設計緒元は従来 OD 法の範囲である。ただし、HRT の下限値は 12 時間とし、5-4-1 で示したように水温や設計条件により定めるものとした。従来 OD 法（高度処理 OD 法）では、HRT の計算結果が 24 時間以下になった場合でも最低 24 時間としていたが、5-3-5 の検討結果から明らかなように必要以上に低負荷条件で運転した場合無酸素ゾーンの現出が難しくなり、脱窒反応に悪影響を与える。また、従来 OD 法では好気ゾーンと無酸素ゾーンの比率は 0.5 に固定されていたが、本法では硝化に必要な SRT と脱窒に必要な有機物のバランスを考慮して最適なゾーン比を決定することが可能である。

また、連続曝気によるゾーン運転を行うために水路長および循環時間の適用条件が生じる。設計条件によって異なるがおおむね水路長で 100m 程度、循環時間で 8 分程度が最低限必要になる。

一方、設計の結果で OD 槽の流入水量が従来法より増加した場合でも、最終沈澱池の設計水面積負荷は変わらない。最終沈澱池の固液分離性能向上のための方策としては、OD 槽を流量調整槽として活用し、最終沈澱池への流入水量変動を均一化する方法が有効である。

従来、南北に長い日本において全国画一の設計基準が適用されてきたが、高負荷二点 DO 制御 OD 法が本研究を通して実用化されたことにより、地域特性や処理場ごとの条件に応じた最適設計が可能となり、現有設備の有効活用および省エネや高度処理などに配慮した小規模下水道事業の促進に寄与すると考えられる。

表 6-2 高負荷二点 DO 制御 OD 法の設計緒元

項目	単位	緒元 本法	緒元 OD 法(従来)	備考
HRT	hr	12※1～24	24～48	
MLSS	mg/L	3000～4000	3000～4000	
汚泥返送比	%	100～200	100～200	
終沈水面積負荷	m ³ /m ² /d	8～12	8～12	
好気ゾーン比	—	0.375±0.125	0.5	
無酸素ゾーン比	—	0.500±0.125	0.5	
曝気部 DO 値	mg/L	1.0～3.5		
水路長	m	約 100m 以上※2	制約なし	
循環時間	min	約 8min 以上※2		

※1 水温その他の設計条件により異なる。

※2 設計条件により異なる。

謝辞

本論文は、著者が京都大学大学院都市環境工学専攻の博士後期課程（社会人特別選抜）在学中および前澤工業株式会社が在籍中に行った研究成果を取りまとめたものです。

本研究の遂行にあたり、終始暖かくご指導を賜りました京都大学工学研究科教授 津野 洋博士に深く感謝いたします。本論文の作成、とりまとめについて貴重な助言・示唆をいただきました。心から感謝の意を表します。

京都大学工学研究科教授 田中 宏明博士には、本論文の作成およびとりまとめにあたりまして貴重なご指導をいただきました。

京都大学工学研究科教授 高岡 昌輝博士には、本研究に対する有意義な示唆および助言をいただきました。

二点 DO 制御 OD 法の発明者である高知大学農学部教授 藤原 拓博士には、10 年来の共同研究でご指導いただくのみならず、実験方法・解析方法のアドバイスや議論を数え切れないほど頂き、深く感謝いたします。ラボ実験から実設備での実験にまで発展することができたのは先生のおかげで、その研究に対する姿勢にいつも励まされました。

京都大学工学研究科准教授 西村 文武博士には、二点 DO 制御の開発時から様々なご指導を頂いてきました。いろいろな場面で暖かい声を掛けていただき、時にはお部屋に伺ってご助言をいただきました。京都大学工学研究科助教（現、土木研究所）日高 平博士には、特に論文のとりまとめ方法について大変参考にさせていただきました。

高知大学農学部教授 大年 邦雄博士は、高知大学でのラボ実験、高知県内下水処理場でのベンチスケール実験、実証実験を通じて長年のご指導・ご協力をいただきました。プラント実験では高知大学農学部の数多くの研究員および学生の方々に、多大なご助力をいただきました。高知大学研究員 陳 小強博士、稲森 奨氏、北崎（現、宮前） 祥子氏、田中 一輝氏、グエン タン フォン氏、羅 洋氏、大立 玲子氏をはじめとする皆様にベンチスケールおよび実証実験の貢献に対して謝意を表します。

実用化研究は日本下水道事業団との共同研究（公募テーマ名、エネルギー消費抑制型下水処理技術の開発）で行いました。理事 村上 孝雄博士、技術開発審議役兼国際室長 中沢 均博士、水処理技術開発課長 橋本 敏一博士、戸田技術開発分室室長代理 川口 幸男博士、辻 幸志 博士、猪木 博雅氏に深い謝意を表します。

実験遂行に当りましては、高知県、高知県下水道公社、香南市、下水道事業団四国総合事務所の皆様に多くのご助力をいただきました。特に、公園下水道課チーフ 小松 真二氏（現、幡多土木事務所）、同主幹 田中 毅氏、高知事務所長 松本 周明氏（現、中央東土木事務所）には実証実験の遂行に多大なご尽力を頂きました。香南市長 仙頭 義寛氏、上下水道課長 北野 幸男氏、同課長補佐 村山 敦氏には野市浄化センターでの実証実験において大変お世話になりました。

なお、実験および研究活動は所属する前澤工業株式会社の全面的な支援によるものです。

これら多くの皆様方に改めて厚く御礼申し上げます。今後とも、環境工学および排水処理技術の発展と社会への貢献という高い目標を持って一社会人として努力して行く所存であります。本当にありがとうございます。

平成 24 年(2012)年

中町和雄